



**Universidad Nacional Mayor de San Marcos**

**Universidad del Perú. Decana de América**

**Facultad de Química e Ingeniería Química**

**Escuela Profesional de Ingeniería Química**

**Estudio del tratamiento de emisiones gaseosas de  
sulfuro de hidrógeno a nivel piloto e industrial**

**TESIS**

**Para optar el Título Profesional de Ingeniera Química**

**AUTOR**

**Amparo Janeth CAMIZÁN VIGO**

**ASESOR**

**Jorge Luis CÁRDENAS RUIZ**

**Lima, Perú**

**2015**



Reconocimiento - No Comercial - Compartir Igual - Sin restricciones adicionales

<https://creativecommons.org/licenses/by-nc-sa/4.0/>

Usted puede distribuir, remezclar, retocar, y crear a partir del documento original de modo no comercial, siempre y cuando se dé crédito al autor del documento y se licencien las nuevas creaciones bajo las mismas condiciones. No se permite aplicar términos legales o medidas tecnológicas que restrinjan legalmente a otros a hacer cualquier cosa que permita esta licencia.

## Referencia bibliográfica

---

Camizán, A. (2015). *Estudio del tratamiento de emisiones gaseosas de sulfuro de hidrógeno a nivel piloto e industrial*. [Tesis de pregrado, Universidad Nacional Mayor de San Marcos, Facultad de Química e Ingeniería Química, Escuela Profesional de Ingeniería Química]. Repositorio institucional Cybertesis UNMSM.

---



UNIVERSIDAD NACIONAL MAYOR DE SAN MARCOS  
(Universidad del Perú, DECANA DE AMÉRICA)  
FACULTAD DE QUÍMICA E INGENIERÍA QUÍMICA  
Central: 6197000 anexo 1208

### ACTA DE TÍTULO POR TESIS

Los suscritos Miembros del Jurado, nombrado por el Sr. Director de la Escuela Académico Profesional de Ingeniería Química, bajo la Presidencia del **Mg. JULIO JAVIER ARMIJO CARRANZA** (Presidente), el **Ing. JORGE EDUARDO LOAYZA PÉREZ** (Miembro), y el **Ing. JORGE LUIS CÁRDENAS RUIZ** (Asesor), después de escuchar la sustentación de la **TESIS**, titulada: "**ESTUDIO DEL TRATAMIENTO DE EMISIONES GASEOSAS DE SULFURO DE HIDRÓGENO A NIVEL PILOTO E INDUSTRIAL**", rendido por la Bachiller en Ingeniería Química **AMPARO JANETH CAMIZÁN VIGO**; para optar el **TÍTULO PROFESIONAL** de **INGENIERA QUÍMICA**. Acordaron calificarle con la **NOTA** de:

*Dieciocho*  
(LETRAS)

*18*  
(NUMEROS)

Ciudad Universitaria, 18 de diciembre de 2015.

*J. Armijo Carranza*  
Mg. JULIO JAVIER ARMIJO CARRANZA  
PRESIDENTE

*J. Loayza Pérez*  
Ing. JORGE EDUARDO LOAYZA PÉREZ  
MIEMBRO

*J. Cardenas Ruiz*  
Ing. JORGE LUIS CÁRDENAS RUIZ  
ASESOR

*J. Armijo Carranza*  
Mg. JULIO JAVIER ARMIJO CARRANZA  
Director de la Escuela Académico Profesional  
de Ingeniería Química





## **AGRADECIMIENTOS**

A Dios por darme sabiduría, paciencia y fortaleza a lo largo de este camino.

A mi madre por la confianza depositada en mí, por su amor y por su comprensión ayudándome a salir en los momentos difíciles de esta tesis.

A mis hermanos José y Carmen por enseñarme con el ejemplo a ser perseverante y dedicada y por todo su apoyo incondicional. A mis sobrinas (Kimberly y Fiorella) y cuñada (Marisa) que han sido testigos de todo este camino brindándome su cariño y mucho ánimo.

A mis mejores amigas (Lily, Elizabeth y Mirian) por compartir conmigo todo este tiempo de alegría, preocupación y estrés mediante su apoyo incondicional.

A mi asesor de tesis, Ing. José Luis Cárdenas por todo el tiempo brindado en la ejecución y realización de esta tesis, mediante sus observaciones y enseñanzas, consejos, amistad y por su enorme voluntad y disposición al momento de recibir mis inquietudes.

A mis profesores, amigas y amigos que de una u otra manera han contribuido en este camino, en especial a Paola Castañeda Holguin por siempre estar ahí para escucharme y ayudarme.

Un especial agradecimiento a la empresa Reactivos Nacionales S.A. y al personal que labora en dicha empresa, por brindarme sus instalaciones para la realización de experimentos, por su apoyo, por sus enseñanzas y buena predisposición y facilidades otorgadas.

## **DEDICATORIA**

Esta tesis está dedicada de manera especial a mi madre por ser mi principal fuerza para la construcción de mi vida profesional

A mis queridos hermanos, cuñada y sobrinas por creer en mi capacidad e inspirarme cada día a seguir superándome.

A mis amigas y amigos que han contribuido con su conocimiento, apoyo y han estado a lo largo de este camino.

## ÍNDICE

	Pág.
<b>1. RESUMEN</b>	<b>1</b>
<b>2. INTRODUCCIÓN</b>	<b>2</b>
<b>3. ANTECEDENTES HISTÓRICOS</b>	<b>3</b>
<b>4. FUNDAMENTOS TEÓRICOS</b>	<b>5</b>
4.1. Tecnologías para el control de emisiones gaseosas de Sulfuro de Hidrógeno	5
4.1.1. Procesos Fisicoquímicos	5
4.1.1.1. Lavado de gas con Aminas y proceso Claus	5
4.1.1.2 Tratamiento con soluciones alcalinas	6
4.1.1.3. Procesos de conversión directa	6
4.1.1.4. Procesos de Lecho Seco	10
4.1.2 Proceso biológico	10
4.2. Normatividad	12
4.2.1. Nacional	12
4.2.2. Internacional	14
4.3. Fuente de emisión	16
4.4. Estudio de los compuestos químicos presentes	18
4.4.1. Sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ )	18
4.4.2. Hidróxido de Sodio ( $NaOH$ )	26
4.4.3. Sulfhidrato de sodio ( $NaHS$ )	30
4.4.4. Sulfuro de sodio ( $Na_2S$ )	33

4.5. Aspectos químicos del proceso	37
4.5.1. Mecanismo de absorción del sulfuro de hidrógeno	41
4.5.2. Reactividad del Sulfuro de Hidrógeno	43
<b>5. PRUEBAS EXPERIMENTALES A NIVEL PILOTO E INDUSTRIAL</b>	<b>47</b>
5.1. Sistema piloto para el tratamiento de H <sub>2</sub> S	47
5.2. Caracterización de las corrientes	49
5.3. Detalles experimentales	49
5.3.1. Medición de temperatura	51
5.3.2. Medición de la velocidad de la solución recirculante del absorbedor	53
5.3.3. Medición del pH de los sistemas de reacción	54
5.3.4. Medición de la caída de presión del gas que ingresa al reactor del sistema de tratamiento de H <sub>2</sub> S	56
5.3.5. Medición de la velocidad de salida del H <sub>2</sub> S del absorbedor	57
5.3.6. Medición de especies ( NaOH, Na <sub>2</sub> S y NaHS)	58
5.4. Discusión de resultados	69
5.5. Pruebas experimentales en la Planta Industrial	78
5.5.1. Sistema para el tratamiento de H <sub>2</sub> S	78
5.5.2. Caracterización de las corrientes	79
5.5.3. Detalles experimentales	79
5.5.4. Discusión de resultados	87
<b>6. DISEÑO DEL PROCESO</b>	<b>93</b>
6.1. Proceso Químico	93

6.2. Enfoque y sustento del diseño	93
6.3. Descripción del proceso propuesto	95
6.4. Diagrama de flujo	96
6.5. Diagrama de bloques del proceso	98
6.6. Balance de materia y energía	99
6.6.1. Balance de materia con reacción química	100
6.6.2. Balance de energía con reacción química	108
6.6.2.1. Balance de energía en el reactor piloto	110
6.6.2.2. Cálculo del trabajo realizado por el agitador	116
6.6.2.3. Cálculo del agua de enfriamiento	119
6.6.2.4. Transferencia de calor en tanques agitados	120
6.7. Parámetros y dimensionamiento de equipos	122
6.7.1. Dimensionamiento del reactor	122
6.7.2. Dimensionamiento del absorbedor	129
a. Cálculo del diámetro del absorbedor	130
b. Cálculo de la altura del absorbedor	133
6.7.3. Dimensionamiento de la bomba	143
a. Cálculo del trabajo de la bomba	143
b. Cálculo de la potencia de la bomba	147
c. Cálculo de la carga neta de succión positiva disponible	
$(NPSH)_D$	147
6.7.4. Dimensionamiento del soplador	151
a. Cálculo del trabajo del soplador	152
b. Cálculo de la potencia al freno (real) del soplador	153

6.8. Selección y distribución de equipos	155
6.8.1. Selección de equipos	155
6.8.2. Distribución de equipos	159
6.9. Materiales de construcción de los equipos	161
6.10. Incremento de escala hasta nivel industrial	165
6.10.1. Aumento de escala del reactor	165
6.10.2. Aumento de escala para el absorbedor	169
6.10.3. Incremento de escala para la bomba	171
6.10.4. Aumento de escala para el soplador	174
6.11. Requerimiento de servicios auxiliares	175
<b>7. ANÁLISIS ECONÓMICOS</b>	<b>176</b>
7.1. Aspectos económicos	176
7.1.1. Estructura de la inversión	176
7.1.2. Justificación económica	187
7.1.3. Evaluación económica a escala industrial	187
<b>8. ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS</b>	<b>192</b>
<b>9. CONCLUSIONES</b>	<b>195</b>
<b>10. RECOMENDACIONES</b>	<b>196</b>
<b>11. BIBLIOGRAFÍA</b>	<b>197</b>
<b>12. ANEXOS</b>	<b>206</b>

## **ANEXOS**

ANEXO 1. Regulación nacional de emisiones de sulfuro de hidrógeno vigente.

ANEXO 2. Características técnicas de los instrumentos utilizados en la caracterización de las corrientes.

ANEXO 2.1. Características técnicas del medidor de temperatura FLUKE 568 IR.

ANEXO 2.2. Características técnicas del medidor de velocidad Dynasonics UFX ultrasonic flow meter.

ANEXO 2.3. Características técnicas del medidor del pH marca: HANNA HI 98127 – HI98128.

ANEXO 2.4. Curva de calibración del medidor del transmisor de flujo de gas

ANEXO 2.5. Características técnicas del transmisor de flujo de gas marca: Yokogawa, modelo: EJX110A.

ANEXO 2.6. Características técnicas del anemómetro marca: Lutron, modelo: AM-4206M.

ANEXO 2.7. Características técnicas del medidor portátil para gases de sulfuro de hidrógeno marca: Aeroqual, modelo: S200.

ANEXO 2.8. Informe de la medición realizada por SGS del Perú.

ANEXO 2.9. Descripción del método EPA 16A.

ANEXO 2.10. Detalle de los indicadores utilizados para el análisis químico de la concentración del reactor y del absorbedor de la Planta Piloto.

ANEXO 2.11. Fundamento teórico y fórmulas para el cálculo de las especies (NaOH, Na<sub>2</sub>S y NaHS)

ANEXO 2.12. Consumo de energía de diversos agitadores.

ANEXO 2.13. Norma DIN 28011.

ANEXO 2.14. Correlación para estimar las velocidades de carga e inundación en torres de relleno.

ANEXO 2.15. Características de empaques para torres.

ANEXO 2.16. Corrección para el coeficiente de transporte de materia en estado estacionario.

ANEXO 2.17. Dimensiones, capacidades y pesos de tuberías estándar de acero.

ANEXO 2.18. Valor de la depreciación según **D.S. 136-2011-EF**.

ANEXO 2.19. Datos de las constantes  $K_1$ ,  $K_2$  y  $K_3$  para cada equipo

ANEXO 2.20. Datos para el cálculo de  $F_M$  para cada equipo.

ANEXO 2.21. Datos de las constantes  $C_1$ ,  $C_2$  y  $C_3$  para el cálculo de  $F_P$ .

ANEXO 2.22. Datos de las constantes  $B_1$ ,  $B_2$  y  $B_3$

ANEXO 2.23. Índice de costos.

ANEXO 2.24. Datos para el cálculo de  $F_{BM}$  para los equipos restantes.

ANEXO 2.25. Índice de costo (CEPCI) al 2015.

ANEXO 3. Fotografías de los instrumentos y de las pruebas realizadas.

ANEXO 3.1. Fotografía del sistema de tratamiento de H<sub>2</sub>S piloto.

ANEXO 3.2. Fotografía del medidor de temperatura FLUKE 568 IR.

ANEXO 3.3. Fotografía de la medición de temperatura en el reactor.



ANEXO 3.4. Fotografía de la medición de la velocidad del fluido recirculante del absorbedor.

ANEXO 3.5. Fotografía de la medición de pH

ANEXO 3.6. Fotografía del transmisor de flujo de gas marca: Yokogawa, modelo: EJX110A.

ANEXO 3.7. Fotografía del anemómetro marca: Lutron, modelo: AM-4206M.

ANEXO 3.8 Fotografía del equipo usado para medir la concentración del sulfuro de hidrógeno proveniente de planta

ANEXO 3.9 Fotografía de la medición de la velocidad del gas de  $H_2S$  que sale de planta

ANEXO 3.10 Fotografía del medidor portátil para gases de sulfuro de hidrógeno marca: Aeroqual, modelo: S200.

ANEXO 3.11 Fotografía de la medición de  $H_2S$  a la salida del absorbedor realizado por la empresa SGS del Perú

ANEXO 3.12 Fotografía del gas de  $H_2S$  capturado en la medición realizada

ANEXO 3.13 Fotografía del análisis químico de la concentración del Reactor y del absorbedor de la Planta Piloto

ANEXO 3.14 Fotografía de la formación de cristales de  $Na_2S$

ANEXO 3.15 Fotografía del sistema de tratamiento de  $H_2S$  industrial

ANEXO 3.16 Fotografía de la solución obtenida de la absorción de  $H_2S$

## **LISTA DE TABLAS**

<b>TABLA 1.</b> Características generales de los sistemas biológicos de degradación	11
<b>TABLA 2.</b> Valor límite de exposición para el H <sub>2</sub> S	13
<b>TABLA 3.</b> Niveles de estado de alerta nacionales para contaminantes del aire	13
<b>TABLA 4.</b> Niveles de concentración permisible de sulfuro de hidrógeno	15
<b>TABLA 5.</b> Toxicidad del sulfuro de hidrógeno	20
<b>TABLA 6.</b> Solubilidad del sulfuro de hidrógeno en agua	23
<b>TABLA 7.</b> Densidad del hidróxido de sodio	28
<b>TABLA 8.</b> Soluciones de soda cáustica	50
<b>TABLA 9.</b> Caracterización de las corrientes en la planta piloto	51
<b>TABLA 9.1.</b> Medición de temperatura de la corriente proveniente de Planta	51
<b>TABLA 9.2.</b> Medición de temperatura del reactor	52
<b>TABLA 9.3.</b> Medición de temperatura de la solución recirculante del Absorbedor	52
<b>TABLA 9.4.</b> Medición de temperatura del absorbedor	53
<b>TABLA 9.5.</b> Medición de la velocidad de la solución recirculante del Absorbedor	54
<b>TABLA 9.6.</b> Medición del pH de la solución del reactor	55
<b>TABLA 9.7.</b> Medición del pH de la solución del absorbedor	55

<b>TABLA 9.8.</b> Medición de la caída de presión	56
<b>TABLA 9.9.</b> Medición de la velocidad de salida del H <sub>2</sub> S	57
<b>TABLA 10.</b> Análisis químico de la concentración del reactor y del Absorbedor de la planta piloto solución de soda cáustica al 10%	62
<b>TABLA 11.</b> Análisis químico de la concentración del reactor y del absorbedor de la planta piloto solución de soda cáustica al 12%	63
<b>TABLA 12.</b> Análisis químico de la concentración del reactor y del absorbedor de la planta piloto solución de soda cáustica al 15%	64
<b>TABLA 13.</b> Análisis químico de la concentración del reactor y del absorbedor de la planta piloto solución de soda cáustica al 20%	65
<b>TABLA 14.</b> Análisis químico de la concentración del reactor y del absorbedor de la planta piloto solución de soda cáustica al 23%	66
<b>TABLA 15.</b> Análisis químico de la concentración del reactor y del absorbedor de la planta piloto con soluciones de sulfhidrato de sodio más 40 kg de soda cáustica	67
<b>TABLA 15.1.</b> Primera prueba	67
<b>TABLA 15.2.</b> Segunda prueba	68
<b>TABLA 15.3.</b> Tercera prueba	68
<b>TABLA 16.</b> Caracterización de las corrientes en la planta industrial	80
<b>TABLA 16.1.</b> Concentración de NaOH al 23%	80
<b>TABLA 16.2.</b> Medición de temperatura del reactor	81
<b>TABLA 16.3.</b> Medición de temperatura de la solución recirculante del absorbedor	81
<b>TABLA 16.4.</b> Medición de temperatura del absorbedor	82

<b>TABLA 16.5.</b> Medición de la velocidad de la solución recirculante del absorbedor	82
<b>TABLA 16.6.</b> Medición del pH de la solución del reactor	82
<b>TABLA 16.7.</b> Medición del pH de la solución del absorbedor	83
<b>TABLA 16.8.</b> Medición de la caída de presión	83
<b>TABLA 16.9.</b> Medición de la velocidad de salida del gas de H <sub>2</sub> S	83
<b>TABLA 17.</b> Análisis químico de la concentración del reactor y del absorbedor para la solución de NaOH al 23%	85
<b>TABLA 18.</b> Análisis químico de la concentración del reactor y del absorbedor de la planta piloto a partir de soluciones de sulfhidrato de sodio más 240kg de soda cáustica al 50%	85
<b>TABLA 18.1.</b> Primera prueba	85
<b>TABLA 18.2.</b> Segunda prueba	86
<b>TABLA 18.3.</b> Tercera prueba	86
<b>TABLA 18.4.</b> Cuarta prueba	87
<b>TABLA 19.</b> Resumen del balance de materia en el reactor	102
<b>TABLA 19.1.</b> Solución de hidróxido de sodio al 10%	102
<b>TABLA 19.2.</b> Solución de hidróxido de sodio al 12%	103
<b>TABLA 19.3.</b> Solución de hidróxido de sodio al 15%	103
<b>TABLA 19.4.</b> Solución de hidróxido de sodio al 20%	103
<b>TABLA 19.5.</b> Solución de hidróxido de sodio al 23%	104
<b>TABLA 19.6.</b> Razón de producción/consumo por cada concentración de solución de hidróxido de sodio	104

<b>TABLA 19.7.</b> Porcentaje de absorción de sulfuro de hidrógeno por cada concentración de solución de hidróxido de sodio	104
<b>TABLA 20.</b> Resumen del balance de materia en el absorbedor	105
<b>TABLA 20.1.</b> Solución de hidróxido de sodio al 10%	105
<b>TABLA 20.2.</b> Solución de hidróxido de sodio al 12%	105
<b>TABLA 20.3.</b> Solución de hidróxido de sodio al 15%	106
<b>TABLA 20.4.</b> Solución de hidróxido de sodio al 20%	106
<b>TABLA 20.5.</b> Solución de hidróxido de sodio al 23%	106
<b>TABLA 20.6.</b> Razón de producción/consumo por cada concentración de solución de hidróxido de sodio	107
<b>TABLA 20.7.</b> Porcentaje de absorción de $H_2S$ por cada concentración de solución de hidróxido de sodio	107
<b>TABLA 21.</b> Temperatura de los componentes a la entrada y salida en el reactor	109
<b>TABLA 22.</b> Calor estándar de formación de los compuestos (25°C y 1atm)	109
<b>TABLA 23.</b> Tabla de entalpía de entrada y salida	111
<b>TABLA 24.</b> Datos de temperatura y capacidad calorífica del agua y de la solución	119
<b>TABLA 25.</b> Parámetros de diseño del reactor	122
<b>TABLA 26.</b> Parámetros de diseño del absorbedor	133
<b>TABLA 27.</b> Datos para determinar la integral	139
<b>TABLA 28.</b> Parámetros de diseño de la bomba	144
<b>TABLA 29.</b> Presión de vapor	148

<b>TABLA 30.</b> Descripción del acero inoxidable 316	162
<b>TABLA 31.</b> Resistencia de aceros inoxidables a la oxidación en el aire (corrosión)	163
<b>TABLA 32.</b> Composición del acero inoxidable 316 para altas temperaturas	163
<b>TABLA 33.</b> Dimensiones del reactor industrial	167
<b>TABLA 34.</b> Dimensiones del agitador industrial	167
<b>TABLA 35.</b> Dimensiones del absorbedor industrial	170
<b>TABLA 36.</b> Datos para determinar la integral	170
<b>TABLA 37.</b> Datos de entrada para calcular $q_2$	172
<b>TABLA 38.</b> Especificaciones del sistema de bombeo industrial	172
<b>TABLA 39.</b> Especificaciones del diseño del soplador	174
<b>TABLA 40.</b> Costo de equipos y accesorios puestos en planta	179
<b>TABLA 41.</b> Costo de instrumentación y control	179
<b>TABLA 42.</b> Costo directo total	179
<b>TABLA 43.</b> Costos indirectos	180
<b>TABLA 44.</b> Costo de capital fijo	180
<b>TABLA 45.</b> Costo de capital trabajo y puesta en marcha	181
<b>TABLA 46.</b> Total de la inversión inicial de capital para el sistema Propuesto	182
<b>TABLA 47.</b> Costo de operación (costo fijo)	183
<b>TABLA 48.</b> Costo de depreciación	185
<b>TABLA 49.</b> Costos de operación sumados al costo de depreciación	185
<b>TABLA 50.</b> Costo de tratamiento (costo variable)	186

<b>TABLA 51.</b> Costo anual de operación del sistema de tratamiento del sulfuro de hidrógeno	186
<b>TABLA 52.</b> Información de los equipos requeridos en la planta industrial	187
<b>TABLA 53.</b> Resultados de estimación de costos a nivel industrial	190

### **LISTA DE DIAGRAMAS**

<b>Diagrama 1.</b> Tratamientos fisicoquímicos para la eliminación de sulfuro de hidrógeno.	8
<b>Diagrama 2.</b> Diagrama de bloques del proceso.	98

## **LISTA DE FIGURAS**

<b>Figura 1.</b> Comparación de los procesos de desulfurización de gas	9
<b>Figura 2.</b> Esquema de la fuente de emisión del sulfuro de hidrógeno	17
<b>Figura 3.</b> Curva de solubilidad del sulfuro de hidrógeno en agua a diferentes temperaturas	24
<b>Figura 4.</b> Diagrama de distribución de especies en función del pH para el sistema $\text{H}_2\text{S}/\text{HS}^-/\text{S}^{2-}$	25
<b>Figura 5.</b> Curva de densidad para el hidróxido de sodio	29
<b>Figura 6.</b> Curva de densidad para el sulfhidrato de sodio en agua	32
<b>Figura 7.</b> Curva de densidad para el $\text{Na}_2\text{S}$ en agua	35
<b>Figura 8.</b> Curva de solubilidad del sulfuro de sodio	36
<b>Figura 9.</b> Perfil de la velocidad de absorción de A en el líquido y la reacción en el líquido, basado en la teoría de doble película	43
<b>Figura 10.</b> Diagrama de la unidad piloto que muestra la caracterización de corrientes (temperatura, pH, caída de presión, velocidad)	48
<b>Figura 11.</b> Sistema de reacción para una solución de soda cáustica al 10% en el reactor	70
<b>Figura 12.</b> Sistema de reacción para una solución de soda cáustica al 10% en el absorbedor	70
<b>Figura 13.</b> Sistema de reacción para una solución de soda cáustica al 12% en el reactor	71
<b>Figura 14.</b> Sistema de reacción para una solución de soda cáustica al 12% en el absorbedor	71



<b>Figura 15.</b> Sistema de reacción para una solución de soda cáustica al 15% en el reactor	72
<b>Figura 16.</b> Sistema de reacción para una solución de soda cáustica al 15% en el absorbedor	72
<b>Figura 17.</b> Sistema de reacción para una solución de soda cáustica al 20% en el reactor	73
<b>Figura 18.</b> Sistema de reacción para una solución de soda cáustica al 20% en el absorbedor	73
<b>Figura 19.</b> Sistema de reacción para una solución de soda cáustica al 23% en el reactor	74
<b>Figura 20.</b> Sistema de reacción para una solución de soda cáustica al 23% en el absorbedor	74
<b>Figura 21.</b> Sistema de reacción para una solución de sulfhidrato de sodio + 40 kg soda cáustica en el reactor - Día: 02/11/13	75
<b>Figura 22.</b> Sistema de reacción para una solución de sulfhidrato de sodio + 40kg soda cáustica en el absorbedor - Día: 02/11/13	75
<b>Figura 23.</b> Sistema de reacción para una solución de sulfhidrato de sodio + 40kg soda cáustica en el reactor - Día: 19/11/13	76
<b>Figura 24.</b> Sistema de reacción para una solución de sulfhidrato de sodio + 40kg soda cáustica en el absorbedor - Día: 19/11/13	76
<b>Figura 25.</b> Sistema de reacción para una solución de sulfhidrato de sodio + 40kg soda cáustica en el reactor - Día: 09/12/13	77
<b>Figura 26.</b> Sistema de reacción para una solución de sulfhidrato de sodio + 40kg soda cáustica en el absorbedor - Día: 09/12/13	77

<b>Figura 27.</b> Sistema de reacción para una solución al 23% en el reactor-	
Día: 21/02/14	88
<b>Figura 28.</b> Sistema de reacción para una solución al 23% en el absorbedor-	
Día: 21/02/14	88
<b>Figura 29.</b> Sistema de reacción para una solución de sulfhidrato de sodio + 240kg soda cáustica en el reactor - Día: 22/02/14	89
<b>Figura 30.</b> Sistema de reacción para una solución de sulfhidrato de sodio + 240 kg soda cáustica en el absorbedor - Día: 22/02/14	89
<b>Figura 31.</b> Sistema de reacción para una solución de sulfhidrato de sodio + 240 kg soda cáustica en el reactor - Día: 12/03/14	90
<b>Figura 32.</b> Sistema de reacción para una solución de sulfhidrato de sodio +240 kg soda cáustica en el absorbedor - Día: 12/03/14	90
<b>Figura 33.</b> Sistema de reacción para una solución de sulfhidrato de sodio + 240 kg soda cáustica en el reactor - Día: 30/03/14	91
<b>Figura 34.</b> Sistema de reacción para una solución de sulfhidrato de sodio + 240 kg soda cáustica en el absorbedor - Día: 30/03/14	91
<b>Figura 35.</b> Sistema de reacción para una solución de sulfhidrato de sodio + 240 kg soda cáustica en el reactor - Día: 14/04/14	92
<b>Figura 36.</b> Sistema de reacción para una solución de sulfhidrato de sodio + 240 kg soda cáustica en el absorbedor - Día: 14/04/14	92
<b>Figura 37.</b> Diagrama de flujo del proceso	97
<b>Figura 38.</b> Diagrama del fondo toriesférico	124
<b>Figura 39.</b> Diagrama del reactor piloto	126
<b>Figura 40.</b> Diagrama del agitador piloto	128

<b>Figura 41.</b> Diagrama del absorbedor piloto	141
<b>Figura 42.</b> Distribuidor de tipo boquilla (spray nozzle)	142
<b>Figura 43.</b> Diagrama del sistema de bombeo	150
<b>Figura 44.</b> Diagrama del sistema de flujo de gas (soplador)	154
<b>Figura 45.</b> Diagrama de la distribución de equipos	160
<b>Figura 46.</b> Tren de muestreo	224

## **1. RESUMEN**

El siguiente trabajo trata acerca del estudio experimental del proceso de la eliminación de sulfuro de hidrógeno mediante la absorción con reacción en una solución de soda cáustica a nivel piloto e industrial.

Se efectuaron pruebas para la verificación a nivel piloto a diferentes concentraciones de soda cáustica así como el incremento de escala hasta una planta a nivel industrial.

Se han utilizado un reactor cuyas dimensiones son 66cm de altura y 36 cm de diámetro y un absorbedor de 1.03m de altura y 17cm de diámetro; mientras que el reactor industrial es de 1.78m de altura y 94.29cm de diámetro y el absorbedor industrial es de 3.45m de altura y 40cm de diámetro, estos equipos son de acero inoxidable.

El costo de implementación de este sistema a nivel piloto alcanza los 27 224,52 soles y el costo de operación anual alcanza los 40 816,44 soles. Y a nivel industrial alcanza los 88 924,52 soles.

Se puede concluir que se absorbe mayor cantidad de sulfuro de hidrógeno con una solución de soda cáustica al 23% en el reactor piloto.

Se sugiere efectuar el análisis químico inmediatamente realizado el muestreo del producto sulfhidrato de sodio para evitar variaciones en los resultados por el envejecimiento de la muestra. Este sulfhidrato de sodio es almacenado para su posterior venta.

## **2. INTRODUCCIÓN**

La generación de sulfuro de hidrógeno es un problema en los procesos de la industria química debido a su impacto en el ambiente y la salud de las personas.

La empresa Reactivos Nacionales S.A. no es ajena a este problema, pues en uno de sus procesos químicos (producción de ácido ditiofosfórico) se genera el sulfuro de hidrógeno. Ante esta problemática se propone el presente estudio realizada en dicha empresa, cuyo objetivo general es el tratamiento de estas emisiones gaseosas de sulfuro de hidrógeno vía absorción en una solución de hidróxido de sodio a nivel piloto e industrial hasta alcanzar niveles seguros para la emisión final.

Para llegar a conseguir este objetivo general, se fijaron como objetivos específicos la caracterización de las corrientes ácidas de un reactor que procesa sulfuros de fósforo y alcoholes, determinar un arreglo de operaciones unitarias para el tratamiento de gases de sulfuro de hidrógeno, realizar pruebas químicas a escala piloto con el propósito de implementar una unidad de tratamiento a escala industrial, determinar los parámetros de operación del tratamiento y determinar los costos y beneficios económicos del tratamiento.

### 3. ANTECEDENTES HISTÓRICOS

Existen numerosas investigaciones realizadas sobre el tratamiento del sulfuro de hidrógeno ( $\text{H}_2\text{S}$ ), siendo uno de los primeros estudios la absorción de este gas en una solución de sales inorgánicas o solución de bases orgánicas en 1937<sup>[1]</sup>, así también se planteó como tratamiento la absorción de este gas en una solución de hidróxido de sodio en el año 1946<sup>[2]</sup>. De otra parte, el sulfuro de hidrógeno proveniente del proceso de producción de pulpa y papel fue tratado introduciendo en una solución de sulfuro de sodio, hidróxido de sodio y carbonato de sodio en 1969<sup>[3]</sup>. Continuando con los estudios se plantea la oxidación catalítica del sulfuro de hidrógeno a azufre con un metal alcalino en 1977<sup>[4]</sup>, un año después el 7 de febrero se estudió cómo eliminar este gas utilizando hidróxido de sodio conjuntamente con el carbón activado<sup>[5]</sup>. En contraste, el proceso Stretford busca convertir el sulfuro de hidrógeno a azufre, estudio realizado en 1978<sup>[6]</sup>. De la misma manera, el proceso Claus reduce este gas por combustión hasta azufre elemental estudio planteado en 1980<sup>[7]</sup>. Un estudio planteado en 1982 buscaba eliminar este gas ( $\text{H}_2\text{S}$ ) con peróxido de hidrógeno y compuestos de níquel o hierro como catalizador<sup>[8]</sup>. Sin embargo, en 1999 un nuevo estudio planteó tratar el  $\text{H}_2\text{S}$  en dos pasos; el primer paso con una solución de hidróxido de sodio y el segundo con una solución de hidróxido de sodio más hipoclorito de sodio<sup>[9]</sup>, un tratamiento similar se observa en un estudio realizado en abril de 2005 el cual consiste en dos torres de lavado en

serie en la primera se efectúa un lavado con un reactivo oxidante, y en la segunda torre tiene lugar la neutralización química <sup>[10]</sup>. En el Perú se ha realizado un estudio para el tratamiento del H<sub>2</sub>S para una corriente de 3 millones de pies cúbicos por día (MMSCFD) de gas, en el año 2010<sup>[11]</sup>, estos estudios sirvieron de base para desarrollar y/o mejorar procesos para el tratamiento del H<sub>2</sub>S.

## 4. FUNDAMENTOS TEÓRICOS

### 4.1 Tecnologías para el control de emisiones gaseosas de sulfuro de hidrógeno

Para lograr la minimización del impacto que genera la emisión de sulfuro de hidrógeno sobre el ambiente, se han desarrollado distintas tecnologías de tratamiento y control. Las tecnologías se basan por un lado en el principio de separación fisicoquímica y por otro en el principio de tratamiento biológico.

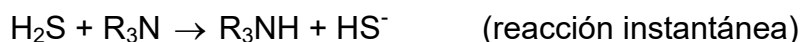
#### 4.1.1. Procesos fisicoquímicos

Se han utilizado con amplitud sobre todo en corrientes de gas con altas concentraciones y que presentan altas eficiencias de eliminación de  $\text{H}_2\text{S}$ , dentro de estas tenemos:

##### 4.1.1.1. Lavado de gas con aminas y proceso Claus <sup>[12]</sup>

Consiste en la absorción del  $\text{H}_2\text{S}$  en una solución alcalina, para después ser liberado (desorbido) al calentar la solución a  $90^\circ\text{C}$  y luego hasta  $150^\circ\text{C}$ , y así regenerar el solvente. El  $\text{H}_2\text{S}$  desorbido se oxida a azufre elemental mediante el proceso de Claus.

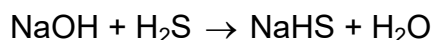
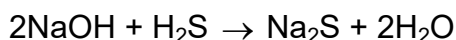
Estos procesos se usan para la purificación del gas natural o gas de síntesis a altas presiones y altas concentraciones de gas ácido.





#### 4.1.1.2. Tratamiento con soluciones alcalinas <sup>[13]</sup>

Se suelen emplear soluciones alcalinas de hidróxido de sodio las cuales se utilizan en lavadoras (scrubbers) o absorbedores.



#### 4.1.1.3. Procesos de conversión directa

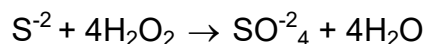
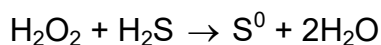
Los procesos de conversión directa (o procesos de oxidación líquida) son muy usados en la eliminación de  $\text{H}_2\text{S}$ . Este proceso involucra la oxidación directa del  $\text{H}_2\text{S}$  hasta azufre elemental con la reducción de sales de hierro o zinc. Entre las tecnologías basadas en este proceso de óxido reducción se encuentran procesos comerciales como:

- **Peróxido de hidrógeno <sup>[14]</sup>**

El peróxido de hidrógeno puede controlar los sulfuros de dos maneras, dependiendo del uso:

Prevención, el cual proporciona oxígeno disuelto que inhibe las condiciones sépticas que conducen a la formación biológica de sulfuros.

Destrucción, oxidando el sulfuro al ión elemental de sulfuros o del sulfato.

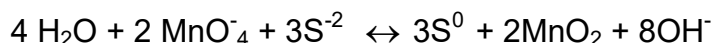


- **Proceso Stretford<sup>[15]</sup>**

En el cual se usa una solución de carbonato de sodio ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ) y bicarbonato de sodio ( $\text{NaHCO}_3$ ) en agua. La relación de concentración es una función del contenido de bióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) en el gas. Se inyecta oxígeno a la solución para que oxide el  $\text{H}_2\text{S}$  a azufre elemental (S).

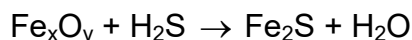
- **Oxidación con permanganato de potasio ( $\text{KMnO}_4$ )<sup>[16]</sup>**

El permanganato de potasio es un oxidante moderadamente energético en medio alcalino por lo cual se agrega un ácido para disminuir el grado de pH, por lo general ácido clorhídrico (HCl) al 5% en peso.



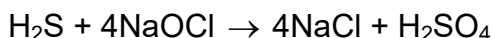
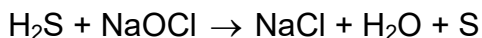
- **Sulfatreat (reactivo sólido a base de óxido de hierro)<sup>[17]</sup>**

Se forma un producto estable por lo que el  $\text{H}_2\text{S}$  es eliminado irreversiblemente de la corriente gaseosa de la siguiente manera:

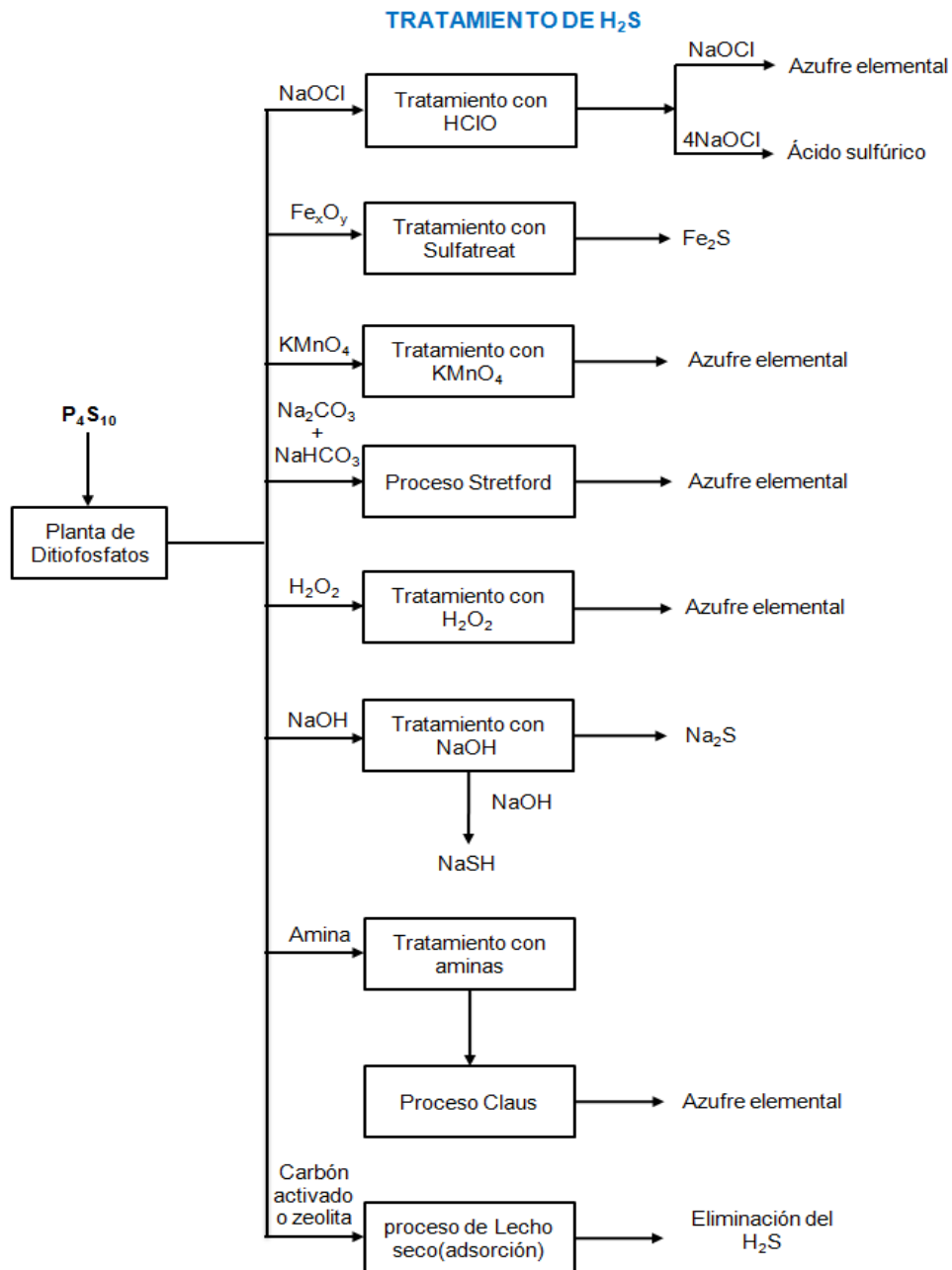


- **Oxidación con hipoclorito<sup>[18]</sup>**

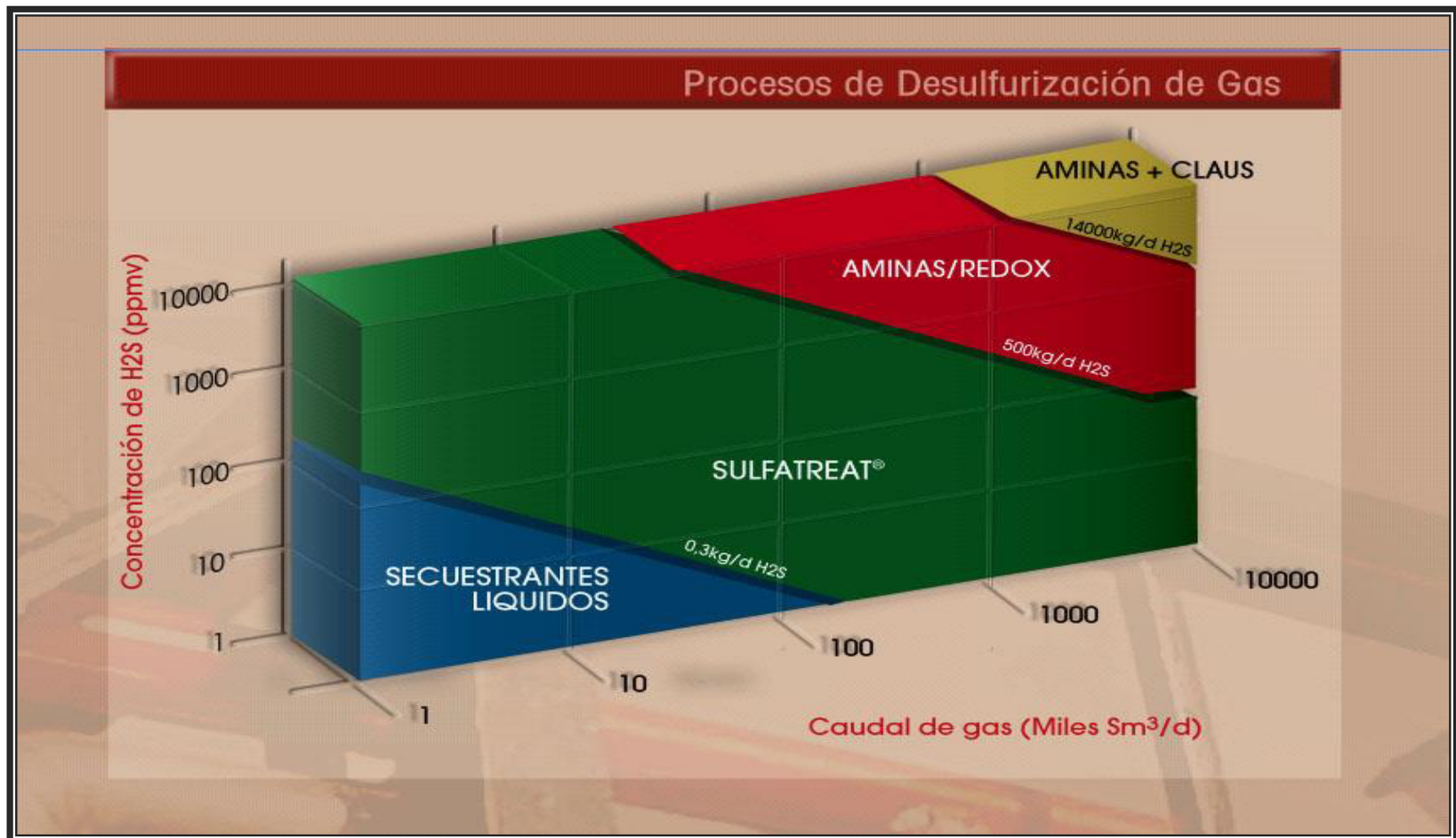
La eliminación de  $\text{H}_2\text{S}$  se produce a pH entre 9 y 10 según las siguientes reacciones:



En el diagrama 1 se muestra un resumen de los tipos de tratamientos fisicoquímicos para la eliminación del sulfuro de hidrógeno.



**Diagrama 1.** Tratamientos fisicoquímicos para la eliminación de sulfuro de hidrógeno



**Figura 1.** Comparación de los procesos de desulfurización de gas<sup>[17]</sup>

Por otro lado en la Figura 1 se puede apreciar la diferencia entre cada tratamiento fisicoquímico y cuando aplicar cada uno de ellos.

#### **4.1.1.4. Procesos de lecho seco<sup>[12]</sup>**

Estos procesos usan un lecho fijo de material sólido sobre el cual el  $H_2S$  es adsorbido. La adsorción puede ser física o química según el tipo de superficie usada. Para superficies de óxidos de hierro y zinc, la adsorción es química e irreversible, caso contrario ocurre para superficies de zeolitas y carbón activado donde estos lechos pueden ser regenerados. Estos procesos son usados en la remoción de pequeñas cantidades de  $H_2S$ .

#### **4.1.2. Proceso biológico<sup>[19]</sup>**

Como alternativa a los tratamientos de tipo convencional, se encuentra el tratamiento biológico. Este tipo de tratamiento utiliza la capacidad de los microorganismos, principalmente bacterias y hongos de oxidar aeróbicamente compuestos orgánicos e inorgánicos a compuestos menos tóxicos e inodoros.

En la Tabla 1 se muestran las tres configuraciones más utilizadas que son: los biofiltros de lecho escurrido, los biolavadores y los biofiltros de lecho fijo. Estas configuraciones se diferencian entre sí por la presencia o ausencia de un soporte, por la naturaleza de este soporte (orgánico, inorgánico o sintético), por la presencia o ausencia de una fase líquida móvil y por sus capacidades de tratar diferentes contaminantes.

**TABLA 1.** Características generales de los sistemas biológicos de degradación <sup>[19]</sup>

CARACTERÍSTICAS	DISEÑO DEL REACTOR		
	BIOFILTRO	BIOLAVADOR	BLE (Biofiltro de lecho escurrido)
Localización de la reacción	Lecho empacado	Tanque agitado	Lecho empacado
Condición de la biomasa	Fija en el empaque del reactor	Suspendida en la fase acuosa	Fija en empaque y suspendida en fase acuosa
Gases presentes en el reactor	Gaseosa, móvil	Líquida, móvil	Gaseosa y líquida móviles
Tratamiento previo de la corriente gaseosa	Humidificación	Absorción	Ninguno
Origen de nutrientes	Gas-biopelícula	Líquido-biopelícula	Líquido-biopelícula
Fases de la salida del bioreactor	Gas	Gas y agua tratada	Gas y una purga líquida
Caída de presión en la corriente de gas	Baja	Baja	Baja
Hay dificultad en el control de pH y humedad	Si	No	No
Es posible el taponamiento o acanalamiento	Si	No	Si

## **4.2. Normatividad**

Los valores límites de exposición ambiental del H<sub>2</sub>S están especificados según normas a nivel nacional así como internacional, los cuales se detallan a continuación:

### **4.2.1. Nacional <sup>[20]</sup>**

El Decreto Supremo N° 074-2001-PCM - Estándares de Calidad Ambiental para Aire (Publicado el 22 de junio del 2 001), establece los valores correspondientes para los Estándares Nacionales de Calidad Ambiental de Aire. Además como complemento, mediante Decreto Supremo N° 003-2008-MINAM, se aprobaron nuevos Estándares de Calidad Ambiental para Aire para el dióxido de azufre y el sulfuro de hidrógeno(Publicado el 21 de agosto del 2 008), los que se encuentran en vigencia a partir del 1 de enero de 2 009, los cuales se presentan en la Tabla 2.

La Tabla 2 muestra un resumen de ambos decretos que corresponden al valor límite de exposición para el H<sub>2</sub>S.

**TABLA 2.** Valor límite de exposición para el H<sub>2</sub>S

REGLAMENTO	PERÍODO	VALOR	FORMATO	METODO DE ANÁLISIS
DS 074-2001 PCM	24 horas	(*)	----	Fluorescencia UV (método automático)
DS 003-2008-MINAM	24 horas	150µg/m <sup>3</sup>	Media aritmética	Fluorescencia UV (método automático)

(\*) El valor será establecido en el período de 15 meses de publicada la presente norma, en base a estudios epidemiológicos y monitoreos continuos.

Por otra parte según el DS 009-2003-SA (Publicado el 24 de junio del 2003) <sup>[21]</sup> se aprueban los niveles de alerta de estados de alerta nacionales de contaminantes del aire respecto de los siguientes contaminantes críticos y el cual ha sido modificado por el DS 012-2005-SA (publicado el 10 mayo 2 005), el cual se muestra en la Tabla 3.

**TABLA 3.** Niveles de estado de alerta nacionales para contaminantes del aire

TIPO DE ALERTA	H <sub>2</sub> S(µg/m <sup>3</sup> )
De cuidado	> 1 500 promedio aritmético de 24h
De peligro	> 3 000 promedio aritmético de 24h
De emergencia	> 5 000 promedio aritmético de 24h



En el Anexo 1 se adjunta el documento acerca de la regulación nacional de emisiones de H<sub>2</sub>S vigente.

#### **4.2.2. Internacional**

El año de 1 970 se aprueba en los Estados Unidos de Norteamérica la ley OSHA conocida como " ***Occupational Safety and Health Act of 1 970***", con el propósito de asegurar las condiciones de trabajo seguras y saludables para los hombres y mujeres que trabajan. En el año 2004, este documento se modificó y, a la fecha, la cantidad máxima permisible para el H<sub>2</sub>S está basada en la ley dictada en el año 2 004.

En 1 974, el *National Institute for Occupational Safety and Health* (NIOSH), que es responsable de recomendar las normas de salud y seguridad, se unió a la *Occupational Safety and Health Administration* (OSHA), cuyas jurisdicciones se incluyen las actividades de la promulgación y aplicación, en el desarrollo de una serie de normas de salud ocupacional de las sustancias con límites de exposición actuales. La guía se actualiza periódicamente para reflejar los nuevos datos sobre la toxicidad de diversas sustancias, así como los cambios en las normas de exposición o recomendaciones.

*La American Conference of Governmental Industrial Hygienists* (ACGIH) evaluó los valores límite umbral para sustancias químicas, así en 1962 se publicó la primera documentación de los valores límites. Hoy en día la lista de

los valores umbrales límite (Threshold Limit Values, TLV) incluye 642 sustancias químicas y agentes físicos.

En la Tabla 4 se muestran los valores máximo permisible para H<sub>2</sub>S de acuerdo a la ACGIH, NIOSH y OSHA.

**TABLA 4.** Niveles de concentración permisible de sulfuro de hidrógeno

REFERENCIA	LÍMITE PERMISIBLE H <sub>2</sub> S (ppm)	PERÍODO DE EXPOSICIÓN
American Conference of Governmental Industrial Hygienists (ACGIH) <sup>[22]</sup>	10 * 15**	8 horas
National Institute for occupational Safety and Health(NIOSH) <sup>[23]</sup>	10	10 min
Occupational Safety and Health Administration(OSHA) <sup>[22]</sup>	20 <sup>(1)</sup> 50 <sup>(2)</sup>	10 min

\*Valor límite umbral

\*\*Corto período de exposición

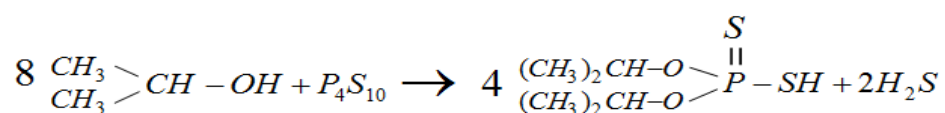
<sup>(1)</sup>Umbral de concentración

<sup>(2)</sup>En su punto más alto

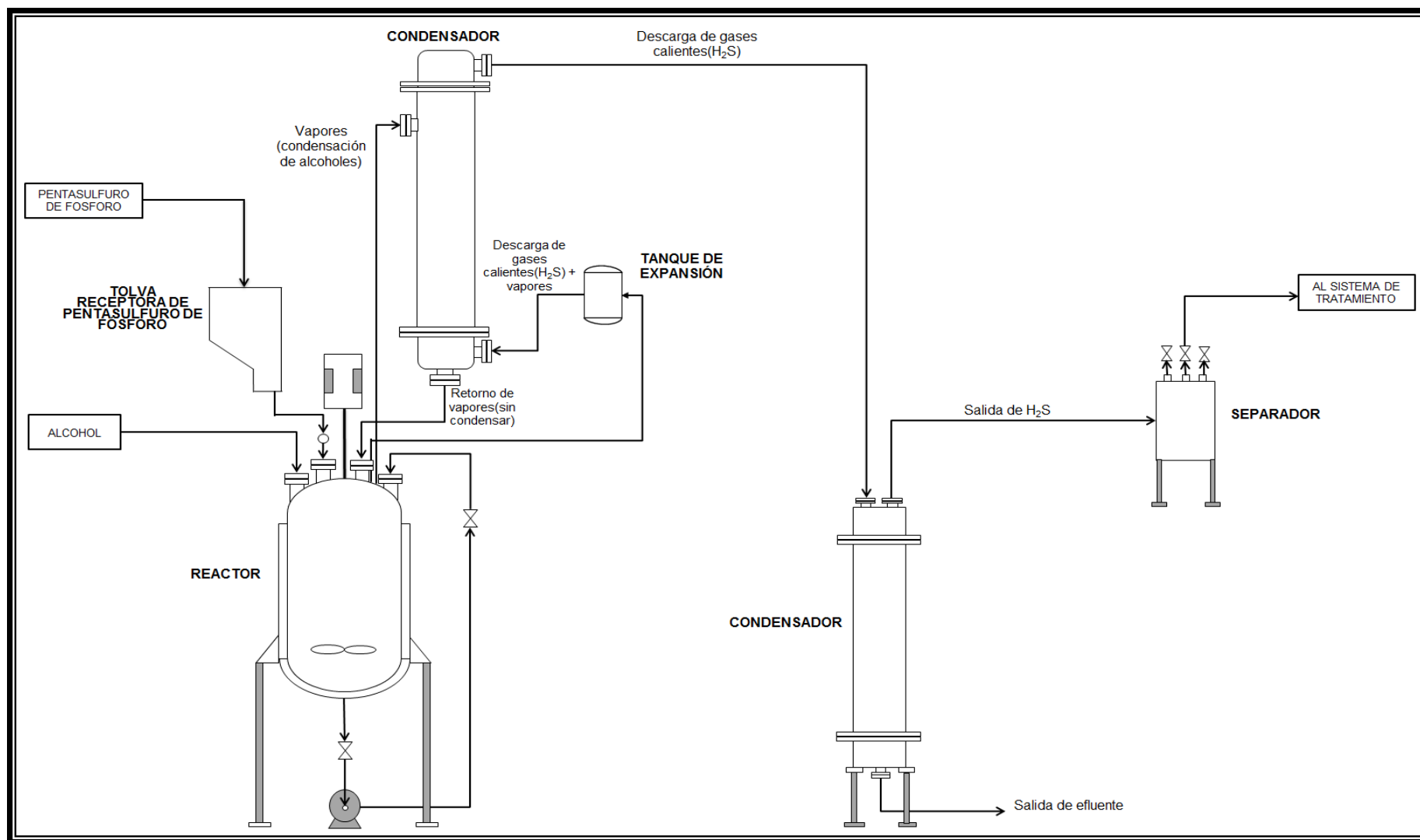
### 4.3. Fuente de emisión

En el proceso de fabricación de los ácidos ditiofosfóricos, el cual consiste en hacer reaccionar el pentasulfuro de fósforo ( $P_4S_{10}$ ) y un alcohol o alcoholes (isobutílico, secbutílico, etílico, 2-metil-1-butanol) que opera de la siguiente manera:

Ingresa el  $P_4S_{10}$  por el gusano transportador por un período de cuatro horas aproximadamente hacia un reactor isotérmico que opera a vacío, y en el cual se encuentra el alcohol que ha ingresado previamente, la generación del  $H_2S$  sigue la siguiente reacción.



Los gases de  $H_2S$  evacúan el reactor pasando por un tanque de expansión y posteriormente pasan por un condensador donde se condensan los vapores de los alcoholes y de aquí los gases calientes que no han sido condensados(gases de sulfuro de hidrógeno) ingresan hacia el condensador auxiliar para disminuir la temperatura de esta corriente, el  $H_2S$  que abandona el condensador auxiliar ingresa a la unidad de tratamiento de emisiones gaseosas en donde se hace burbujear estos gases en una solución de hidróxido de sodio. Según lo mencionado se observa en la Figura 2 el esquema de la fuente de emisión de  $H_2S$ .



**Figura 2.** Esquema de la fuente de emisión del sulfuro de hidrógeno

#### **4.4. Estudio de los compuestos químicos presentes**

##### **4.4.1. Sulfuro de Hidrógeno (H<sub>2</sub>S)**

El H<sub>2</sub>S es un gas incoloro con olor característico a huevos podridos. (En el huevo el H<sub>2</sub>S se forma por la descomposición bacteriana de las proteínas que contienen azufre). Esta es una sustancia con alto grado de toxicidad que, al igual que el cianuro de hidrógeno, ataca las enzimas respiratorias<sup>[24]</sup>. También, este es más denso que el aire y es inflamable. Entre las fuentes industriales se incluyen las refinerías de petróleo, plantas de gas natural, plantas petroquímicas, plantas de hornos de coque, plantas procesadoras de alimentos y curtiembres<sup>[25]</sup>.

##### **Generalidades<sup>[26]</sup>**

Nombre químico: Sulfuro de hidrógeno.

Sinónimos: Monosulfuro de dihidrógeno, sulfuro de dihidrógeno, dihidruro de azufre

Formula: H<sub>2</sub>S

Masa molecular: 34,1

CAS Number \*: 7783-06-4

\* CAS Number = Chemical American Society Number

= Número de la Sociedad Química Americana

## Propiedades Físicas y Químicas <sup>[26]</sup>

Color:	Incoloro
Estado físico:	Gas
Temperatura de auto ignición:	260°C (500°F)
Punto de ebullición :	-60°C (212,86K)
Gravedad específica (aire = 1) 70°F (21,1°C):	1,21
Densidad gaseosa a 70° F (21,1°C).1 atm:	0,91 lb/ft <sup>3</sup> (1,40 kg/m <sup>3</sup> )
Punto de congelación:	- 117 °F (- 82,8°C)

En concentraciones por debajo de 10 ppm una persona puede estar expuesta diariamente como máximo 8 horas; si la concentración aumenta en el rango 10 – 20 ppm empieza a causar irritación de los ojos <sup>[27]</sup> y bastan 20 – 50 ppm en el aire para causar molestias que conllevan a sofocación y a muerte por sobreexposición. Generalmente se puede detectar a bajas concentraciones. Sin embargo, en altas concentraciones, una persona puede perder la capacidad para olerlo, esto hace que el H<sub>2</sub>S sea muy peligroso. Según lo mencionado se aprecia en la Tabla 5 la toxicidad del H<sub>2</sub>S y sus efectos sobre la salud.

**TABLA 5.** Toxicidad del sulfuro de hidrógeno <sup>[28]</sup>

PPM**	0 – 2 minutos	2 – 15 minutos	15 – 38 minutos	38 minutos - horas	1 – 4 horas	4 – 8 horas	8 – 48 horas
20 – 100				Conjuntivitis leve, irritación del tracto respiratorio.	Los síntomas empeoran, fatiga, dolor de cabeza.	Los síntomas empeoran	
100 -150		Tos, irritación de ojos, pérdida del sentido del olfato.	Respiración dificultosa, dolor en los ojos, somnolencia.	Irritación de la garganta	Salivación y secreción mucosa, dolor agudo en los ojos, tos.	Los síntomas se empeoran.	Muerte
150 – 200		Pérdida del sentido del olfato.	Irritación de la garganta y ojos.	Irritación de la garganta y ojos.	Visión dificultosa y borrosa.	Muerte	
200 – 350	Irritación de ojos, pérdida del sentido del olfato.	Irritación de ojos.	Secreción de lágrimas, cansancio.	Catarro nasal, dolor en los ojos, dificultad para respirar	Asfixia, envenenamiento de la sangre, muerte.		

Continuación...							
350 – 450	Pérdida del sentido del olfato.	Irritación de ojos, mareo.	Dificultad para respirar, tos, irritación de ojos, fatiga, náusea.	Muerte			
450 – 700	Alteraciones respiratorias, irritación de ojos, colapso, pérdida de la conciencia.	Tos, colapso, pérdida de la conciencia, muerte.	Palpitaciones del corazón, muerte.				
>700	Colapso, pérdida de la conciencia, muerte						



El  $\text{H}_2\text{S}$  posee una solubilidad moderada, así en la Tabla 6 se aprecia la variación de la solubilidad del  $\text{H}_2\text{S}$  en agua a diferentes temperaturas, donde  $\alpha$  nos muestra el volumen de gas reducido a condiciones estándares ( $0^\circ\text{C}$  y 760 mmHg) disuelto en un volumen de agua cuando la presión del gas es 760 mmHg y este valor recibe el nombre de coeficiente de absorción y  $q$  es la solubilidad expresado en gramos del gas por 100 gramos de agua a una presión total de 760mmHg.

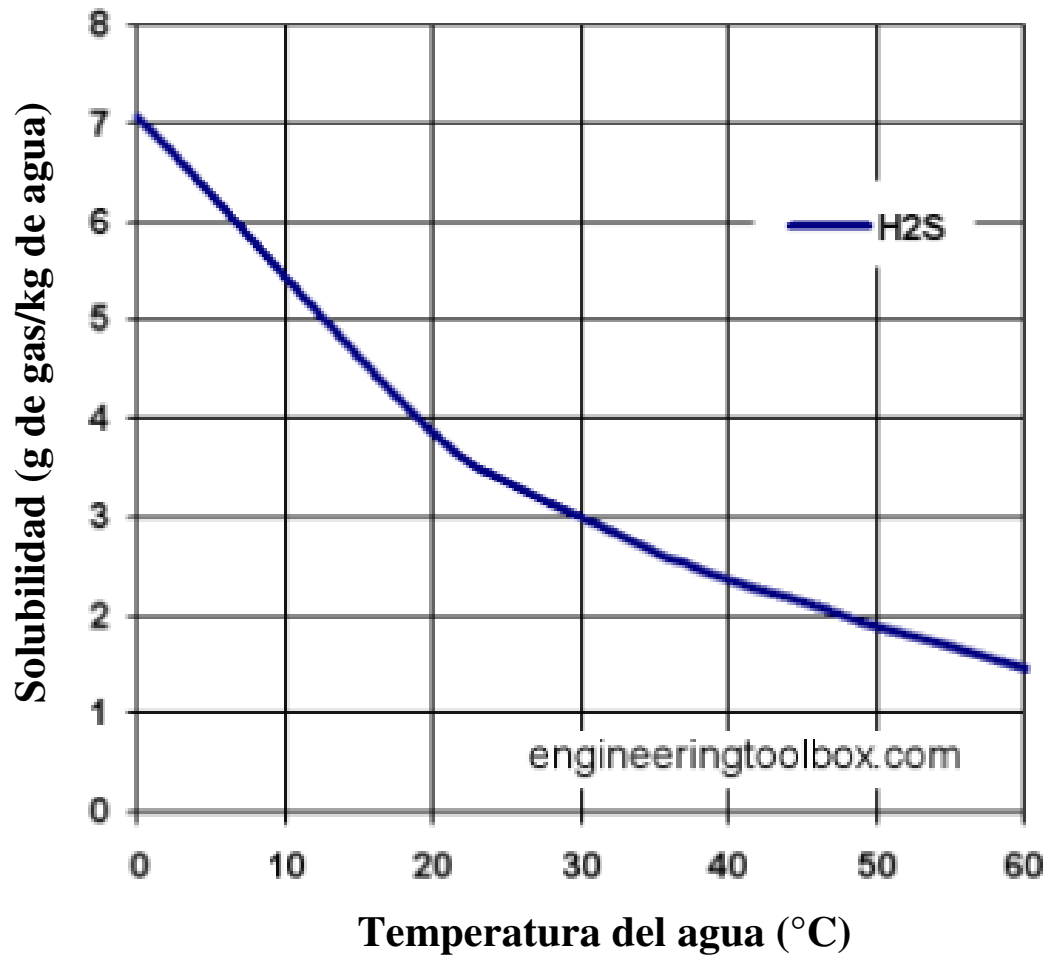
***Donde:***

La solubilidad, indica la máxima cantidad de dicha sustancia que es posible disolver en una cantidad de disolvente dada, a una temperatura concreta.

**TABLA 6.** Solubilidad del sulfuro de hidrógeno en agua <sup>[29]</sup>

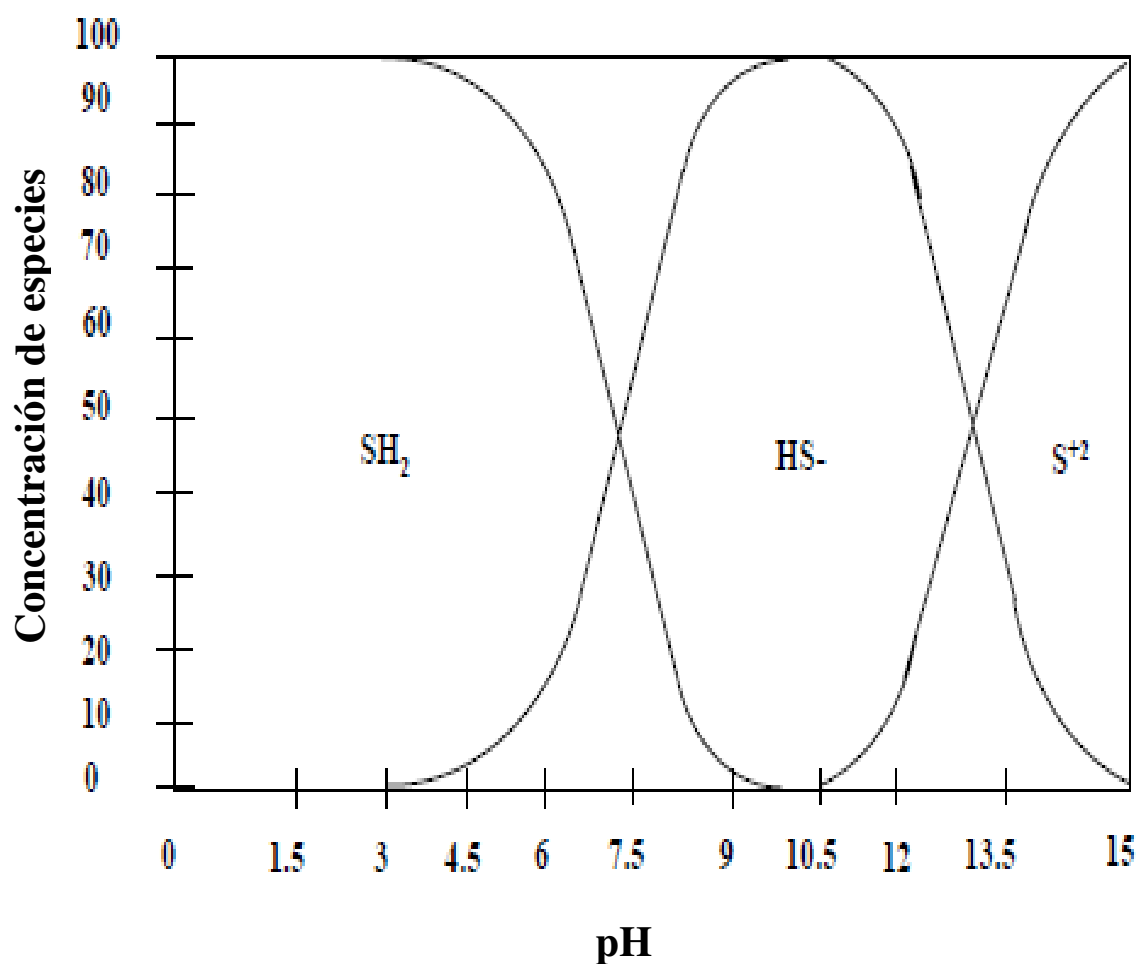
TEMP. °C	SULFURO DE HIDRÓGENO	
	$\alpha$	q
20	2,582	0,3846
21	2,517	0,3745
22	2,456	0,3648
23	2,396	0,3554
24	2,338	0,3463
25	2,282	0,3375
26	2,229	0,3290
27	2,177	0,3208
28	2,128	0,3130
29	2,081	0,3055
30	2,037	0,2983
35	1,831	0,2648
40	1,660	0,2361
45	1,516	0,2110
50	1,392	0,1883
60	1,190	0,1480

En la Figura 3 se muestra la curva de solubilidad del  $\text{H}_2\text{S}$  en agua a diferentes temperaturas y a una atmósfera de presión <sup>[30]</sup>.



**Figura 3.** Curva de solubilidad del sulfuro de hidrógeno en agua a diferentes temperaturas

En la Figura 4 se presenta el efecto del pH sobre el equilibrio del  $\text{H}_2\text{S}$ . Se puede observar que el sulfuro ( $\text{S}^{2-}$ ) es insignificante para valores bajos de pH (de 6 a 8), el sulfhidrato ( $\text{HS}^-$ ) se forma en un rango de pH de 8 a 11.5. Por otro lado, la concentración del  $\text{H}_2\text{S}$  disminuye con el pH<sup>[31]</sup>.



**Figura 4.** Diagrama de distribución de especies en función del pH para el sistema  $\text{H}_2\text{S}/\text{HS}^-/\text{S}^{2-}$

#### 4.4.2. Hidróxido de Sodio (NaOH)

El NaOH a temperatura ambiente es un sólido blanco cristalino sin olor, higroscópico. Es una sustancia manufacturada; cuando esta se disuelve en agua o se neutraliza con un ácido libera una gran cantidad de calor <sup>[25]</sup> y se obtiene principalmente por electrólisis de cloruro de sodio y por la reacción de carbonato de sodio con hidróxido de calcio y se usa en forma sólida o como una solución de 50%. Es una base fuerte, soluble en agua, alcoholes y glicerol, insoluble en acetona (aunque reacciona con ella) y éter <sup>[24]</sup>. Es irritante, extremadamente corrosiva que al contacto puede producir graves irritaciones y quemaduras en la piel y los ojos, con la posibilidad de daño ocular; así también el contacto con agua o humedad puede generar el calor necesario para encender materiales combustibles; el NaOH se usa para fabricar jabones, rayón, papel, explosivos, tinturas y productos de petróleo. También, se usa en el procesamiento de textiles de algodón, lavandería y blanqueado, revestimiento de óxidos, galvanoplastia y extracción electrolítica. Se encuentra comúnmente en limpiadores de desagües y hornos <sup>[32]</sup>.

##### **Generalidades** <sup>[33]</sup> <sup>[32]</sup>

Nombre químico:	Hidróxido de Sodio
Sinónimos:	Sosa cáustica o soda cáustica, lejía, hidrato de sodio
Formula:	NaOH
Masa Molecular:	40.0

CAS Number: \* 1310-73-2

\* CAS Number = Chemical American Society Number

= Número de la Sociedad Química Americana

### **Propiedades físicas y químicas** <sup>[33]</sup> <sup>[32]</sup>

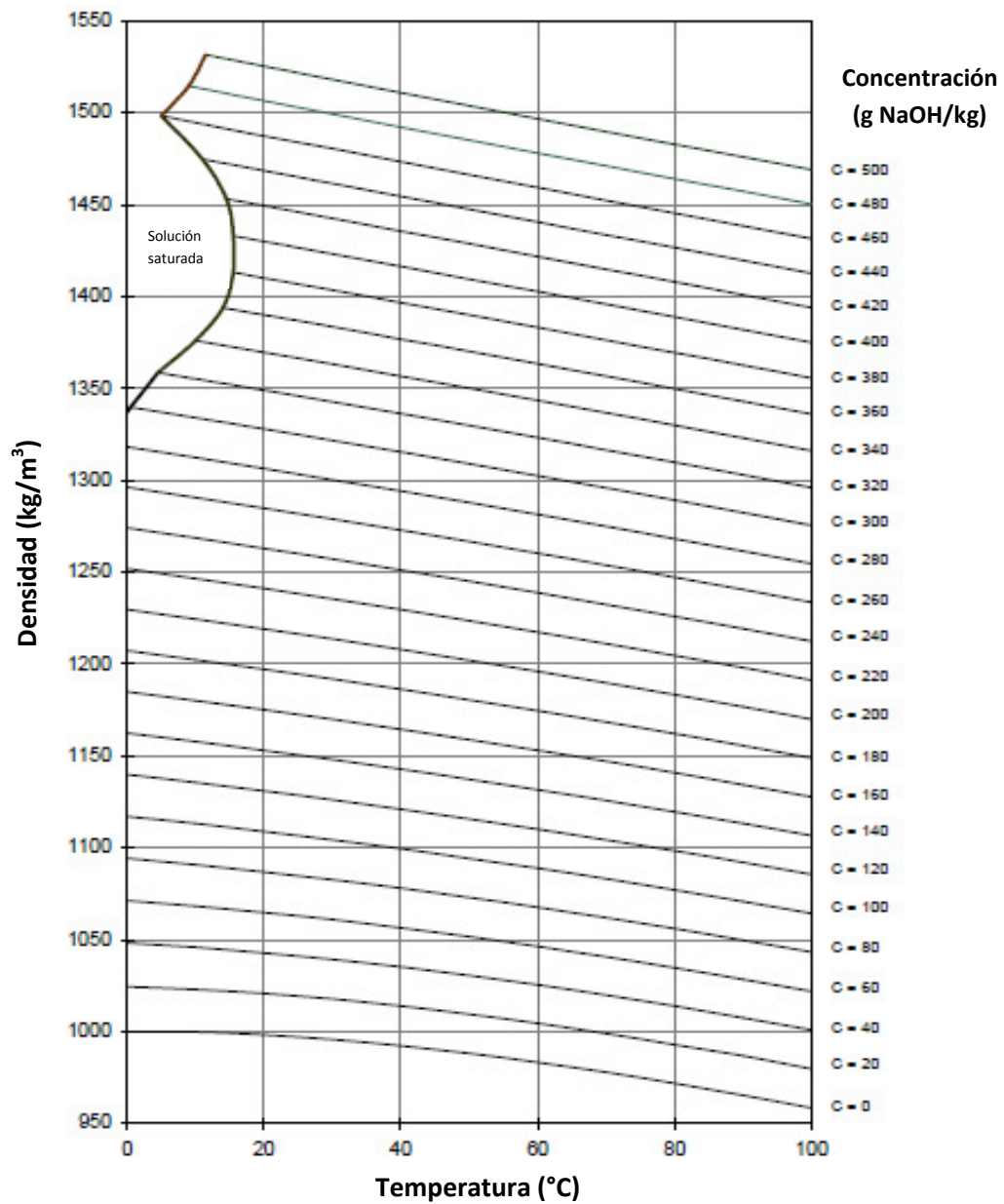
Color:	Incoloro ligeramente turbio
Estado físico:	Líquido
Punto de ebullición:	1390°C
Gravedad específica (agua = 1):	1.51
Punto de fusión:	318,4°C
Viscosidad (cpoise):	4 a 350°C

En la Tabla 7, se aprecia la variación de la densidad del NaOH en g/cm<sup>3</sup> a diferentes temperaturas y concentraciones a 1atm de presión.

**TABLA 7.** Densidad del hidróxido de sodio <sup>[34]</sup>

%	0°C	15°C	20°C	40°C	60°C
1	1,012 4	1,010 6	1,009 5	1,003 3	0,994 1
2	1,024 4	1,021 9	1,020 7	1,013 9	1,004 5
4	1,048 2	1,044 4	1,042 8	1,035 2	1,025 4
8	1,094 3	1,088 9	1,086 9	1,078 0	1,067 6
12	1,139 9	1,133 3	1,130 9	1,121 0	1,110 1
16	1,184 9	1,177 6	1,175 1	1,164 5	1,153 1
20	1,229 6	1,221 8	1,219 1	1,207 9	1,196 0
24	1,274 1	1,265 8	1,262 9	1,251 2	1,238 8
28	1,318 2	1,309 4	1,306 4	1,294 2	1,281 4
32	1,361 4	1,352 0	1,349 0	1,336 2	1,323 2
36	1,403 0	1,393 3	1,390 0	1,376 8	1,363 4
50	1,540 0	1,529 0	1,525 3	1,510 9	1,496 7

La Figura 5, muestra la curva de densidad para el hidróxido de sodio a diferentes temperaturas<sup>[35]</sup>.



**Figura 5.** Curva de densidad para el hidróxido de sodio.



#### 4.4.3. Sulfhidrato de sodio (NaHS)

El NaHS se obtiene de la reacción de una solución de NaOH con H<sub>2</sub>S. Es un compuesto inorgánico, tiene un olor semejante al H<sub>2</sub>S, soluble en agua y otros solventes, estable en condiciones normales. Sin embargo, a medida que aumenta la temperatura puede generar H<sub>2</sub>S, es una sustancia corrosiva, peligrosa, es un irritante severo que ante un contacto prolongado puede causar quemaduras e incluso puede llevar a la pérdida de la consciencia<sup>[36]</sup>.

El NaHS se utiliza en la minería como agente depresante en la flotación selectiva cobre-molibdeno y como agente sulfidizante en los procesos de flotación de cobre, en la industria textil como agente reductor, en la industria papelera como agente de reposición del circuito alcalino, en curtiembre para depilación y apelmbrado y en tratamiento de agua como agente precipitador de metales<sup>[36]</sup>.

#### Generalidades<sup>[36]</sup>

Nombre químico:	Sulfhidrato de Sodio
Sinónimos:	Bisulfuro de sodio, hidrosulfuro de sodio, sulfuro de hidrógeno y sodio
Formula:	NaHS
Masa molecular:	56,07
CAS Number:*	16721-80-5

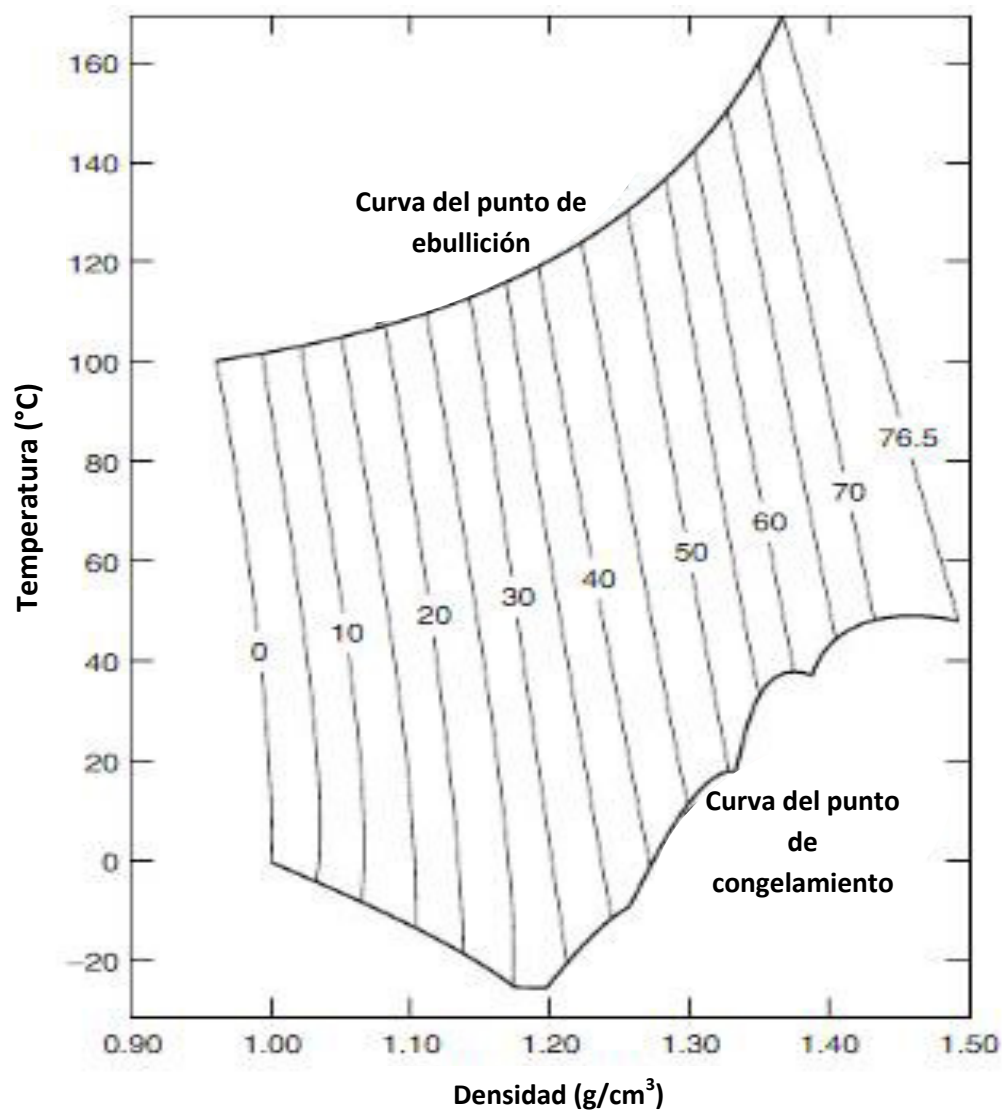
\* CAS Number = Chemical American Society Number

= Número de la Sociedad Química Americana

### **Propiedades Físicas y Químicas** <sup>[36]</sup>

Color:	Amarillo claro a verde oscuro
Estado físico:	Líquido
pH concentración y temperatura:	11,5 – 12,5
Tº de autoignición:	No aplicable
Densidad a 20 °C:	1,282
Densidad de vapor:	1,17

En la Figura 6, se aprecia los valores de densidad del sulfhidrato de sodio en agua, donde las líneas verticales representan la concentración del sulfhidrato de sodio, la línea inferior es la curva del punto de congelación y la línea superior es la curva del punto de ebullición <sup>[37]</sup>.



**Figura 6.** Curva de densidad para el sulfhidrato de sodio en agua

#### 4.4.4. Sulfuro de sodio (Na<sub>2</sub>S)

El Na<sub>2</sub>S en estado puro es un polvo blanco; el Na<sub>2</sub>S comercial se encuentra en forma de terrones o copos amarillentos o de un rojo ladrillo siendo esta fácilmente soluble en agua, ligeramente soluble en alcohol, e insoluble en éter. Es una solución bastante alcalina y tiene olor a azufre, es muy higroscópico, cuando se expone al aire el Na<sub>2</sub>S sufre autooxidación para formar polisulfuro, tiosulfato y sulfato. También absorbe bióxido de carbono para formar carbonato de sodio y reacciona con agentes oxidantes fuertes para formar azufre elemental <sup>[37]</sup>.

El Na<sub>2</sub>S se aplica en la industria del cuero, tratamiento de aguas residuales, recuperación de suelos, la industria de la minería y la pasta de papel, entre otros <sup>[37]</sup>.

#### Generalidades <sup>[38]</sup>

Nombre químico:	Sulfuro de Sodio
Sinónimos:	Monosulfuro disódico, sulfuro disódico.
Formula:	Na <sub>2</sub> S
Masa Molecular:	78,04
Numero CAS:*	1313-82-2

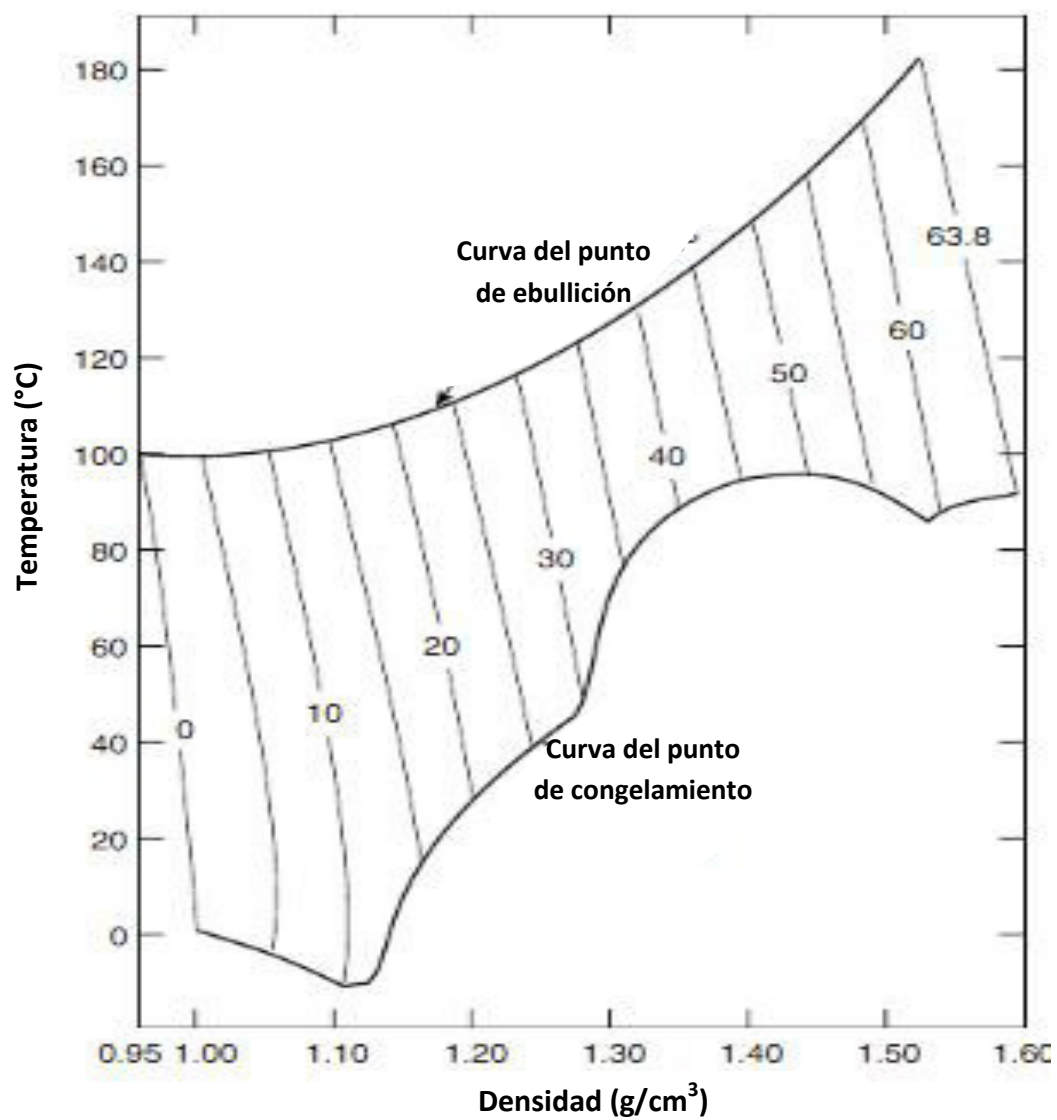
\* CAS Number = Chemical American Society Number

= Número de la Sociedad Química Americana

### **Propiedades Físicas y Químicas <sup>[37]</sup>**

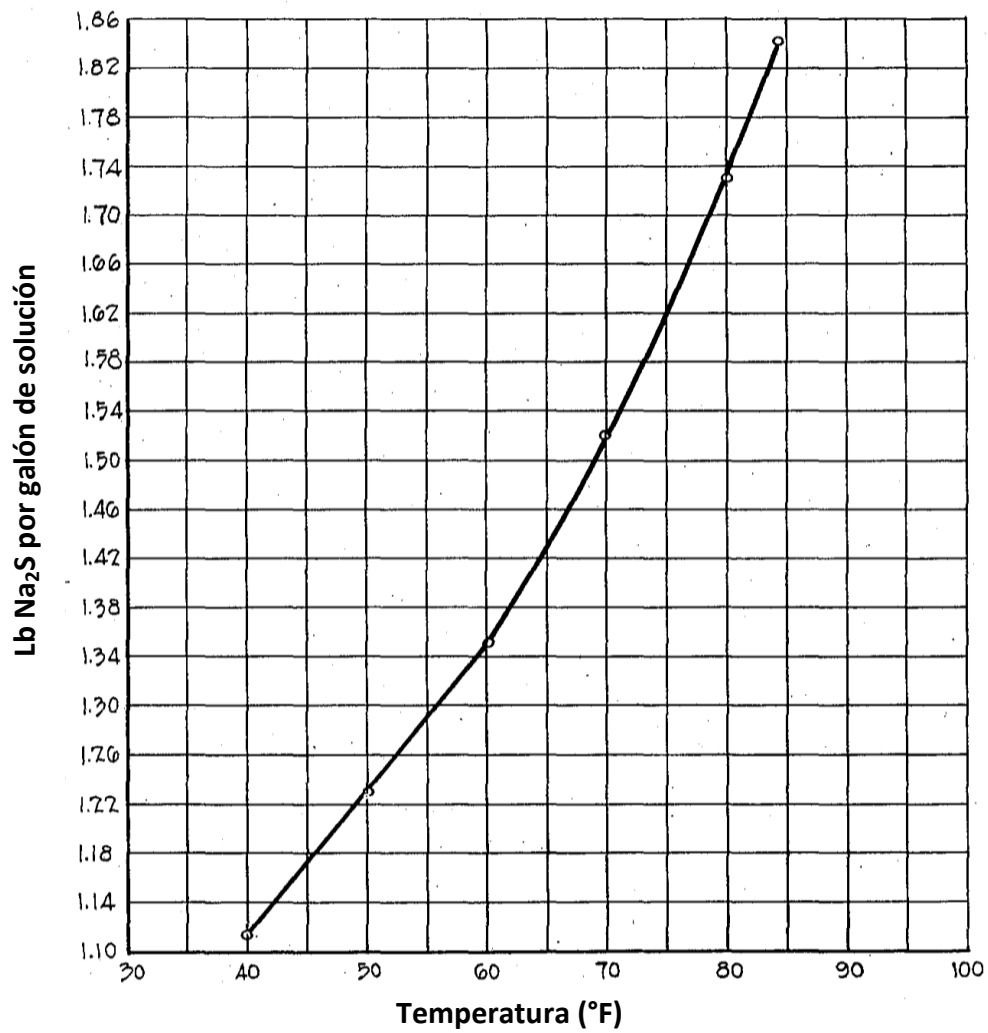
Color:	Marrón claro a amarillo
Estado físico:	Escamas
Punto de fusión:	950°C
Solubilidad en agua (20°C):	186 g/L
Calor de formación de cristales:	-373 kJ/mol
Densidad a 25 °C:	1,86
Densidad aparente:	0,64g/cm <sup>3</sup>

En la Figura 7, se aprecian los valores de densidad del sulfuro de sodio en agua, donde las líneas verticales representan la concentración del sulfuro de sodio, la línea inferior es la curva del punto de congelación y la línea superior es la curva del punto de ebullición <sup>[37]</sup>.



**Figura 7.** Curva de densidad para el Na<sub>2</sub>S en agua

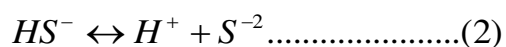
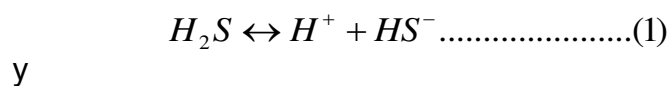
En la Figura 8, se aprecia la curva de solubilidad del sulfuro de sodio a diferentes temperaturas <sup>[39]</sup>.



**Figura 8.** Curva de solubilidad del sulfuro de sodio

#### 4.5. Aspectos químicos del proceso

El  $H_2S$  es un gas soluble en agua (Tabla 6) y como ácido débil se disocia en dos etapas <sup>[24]</sup>.



Para (1)

$$K_1 = \frac{a_{H^+} a_{HS^-}}{a_{H_2S}} \dots\dots\dots(3)$$

Y para (2)

$$K_2 = \frac{a_{H^+} a_{S^{-2}}}{a_{HS^-}} \dots\dots\dots(4)$$

Donde  $K_1$  y  $K_2$  representan las constantes de ionización de las reacciones (1) y (2), respectivamente.



El equilibrio que representa la disolución en agua es:



$$K_{sol} = \frac{a_{H_2S(ac)}}{a_{H_2S(g)}} = \frac{[H_2S]_{(ac)} [\gamma_{(H_2S)}]}{P_{H_2S(g)}}$$

**Donde:**

$[H_2S]_{(ac)}$ : concentración en la fase acuosa

$\gamma_{(H_2S)}$ : coeficiente de actividad de  $H_2S$  en la fase acuosa

$P_{(H_2S)}$ : presión parcial de  $H_2S$  en la fase acuosa

A 25°C la concentración de saturación de  $H_2S$  en agua bajo una presión parcial de una atmósfera de  $H_2S$  es aproximadamente 0,09 molar <sup>[40]</sup>. Reemplazando en las ecuaciones (3) y (4) a condiciones estándar de 25°C ( $K_1 = 1,02 \times 10^{-7}$  y  $K_2 = 1,66 \times 10^{-14}$ ) <sup>[41]</sup>. La transferencia de los compuestos a la fase líquida es controlada por la ley de Henry, la constante de la ley de Henry para el  $H_2S$  es alta (solubilidad baja). La transferencia no se producirá a no ser que la concentración del  $H_2S$  en la solución de los lavadores sea menor que 0,01 mg/L, esto se consigue elevando el pH para ionizar el sulfuro de hidrógeno.

Y asumiendo que las actividades pueden ser representadas adecuadamente por las concentraciones <sup>(1)</sup> se tiene:

(1) Esta suposición no es válida cuando se tienen fuerzas iónicas que deban ser consideradas, como es el caso de una solución salina a bajo pH.

$$K_1 K_2 = \frac{[H^+]^2 [S^{-2}]}{[H_2S]} = 1,69 \times 10^{-21} \dots\dots\dots (6)$$

Y para condiciones estándares a 25°C y una atmósfera de presión de H<sub>2</sub>S. Reemplazando en la ecuación (6)

$$[S^{-2}] = \frac{1,5 \times 10^{-22}}{[H^+]^2} \dots\dots\dots (7)$$

o

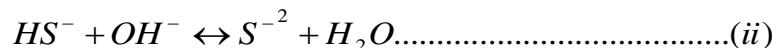
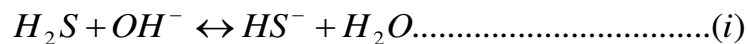
$$\log[S^{-2}] = \log 1,5 \times 10^{-22} + 2pH \dots\dots\dots (8)$$

De la ecuación (8), se puede ver que la concentración del ión sulfuro es una función del pH y que puede ser calculada para cualquier valor de pH.

$$pH = \frac{1}{2} (\log[S^{-2}] + 21,8) \dots\dots\dots (9)$$

Por un aumento de una unidad en el pH la concentración del ión sulfuro aumenta en dos órdenes de magnitud. De los tres factores principales que afectan la concentración del ión sulfuro, pH, presión parcial del H<sub>2</sub>S y la temperatura, el pH de la solución tiene de hecho el mayor efecto en los casos prácticos.

Cuando el H<sub>2</sub>S se absorbe en una solución acuosa de NaOH, se consideran que ocurren dos reacciones que tienen lugar en la fase líquida de la siguiente manera.

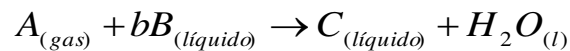


La presencia de la reacción instantánea provoca un aumento sustancial de la velocidad de absorción del H<sub>2</sub>S. Las constantes de equilibrio de la (i) y (ii) son  $K_1$  y  $K_2$ , cuyos valores son  $9,0 \times 10^6$  L/mol y 0,12 L/mol respectivamente. Siendo el valor de  $K_2$  más pequeño por lo que se asume que la reacción (ii) no ocurre hasta que la reacción (i) haya tenido lugar. En la reacción (i) se transfiere un protón por lo cual la velocidad a la cual tiene lugar es infinitamente rápido comparado con la velocidad de difusión de cada especie en la fase líquida, además la reacción (i) puede darse irreversiblemente debido al valor de  $K_1$  por lo tanto la absorción del sulfuro de hidrógeno en una solución acuosa de hidróxido de sodio debe ser tratada como una absorción acompañada con una reacción química instantánea e irreversible que ocurre entre el sulfuro de hidrógeno y el hidróxido de sodio<sup>[42]</sup>.

#### 4.5.1. Mecanismo de absorción del sulfuro de hidrógeno

En el presente estudio se presenta una reacción química entre el  $H_2S$  y el absorbente utilizado y, por tanto, se define como un proceso de absorción con reacción química. En la fase líquida de un proceso de absorción con reacción química, existe, además de una película de líquido, una zona de reacción.

Si se considera que la reacción es irreversible entre el gas soluto  $A$  y el absorbente  $B$ , el gas soluto  $A$  es absorbido desde los gases por la sustancia  $B$  de la fase líquida que se combina según la ecuación:



**Donde:**

$A$ : Sulfuro de hidrógeno

$B$ : Hidróxido de sodio

$C$ : Sulfhidrato de sodio

Al aproximarse el gas ( $A$ ) a la superficie de contacto del líquido, se disuelve y reacciona inmediatamente con  $B$ . El nuevo producto  $C$  así formado se difunde hacia la masa global del líquido. La concentración de  $B$  en la interfase disminuye; esto provoca una difusión de  $B$  desde la masa global de la fase líquida hacia la interfase. Como la reacción es rápida,  $B$  es eliminado rápidamente, por lo que es necesario que el gas  $A$  se difunda a través de la

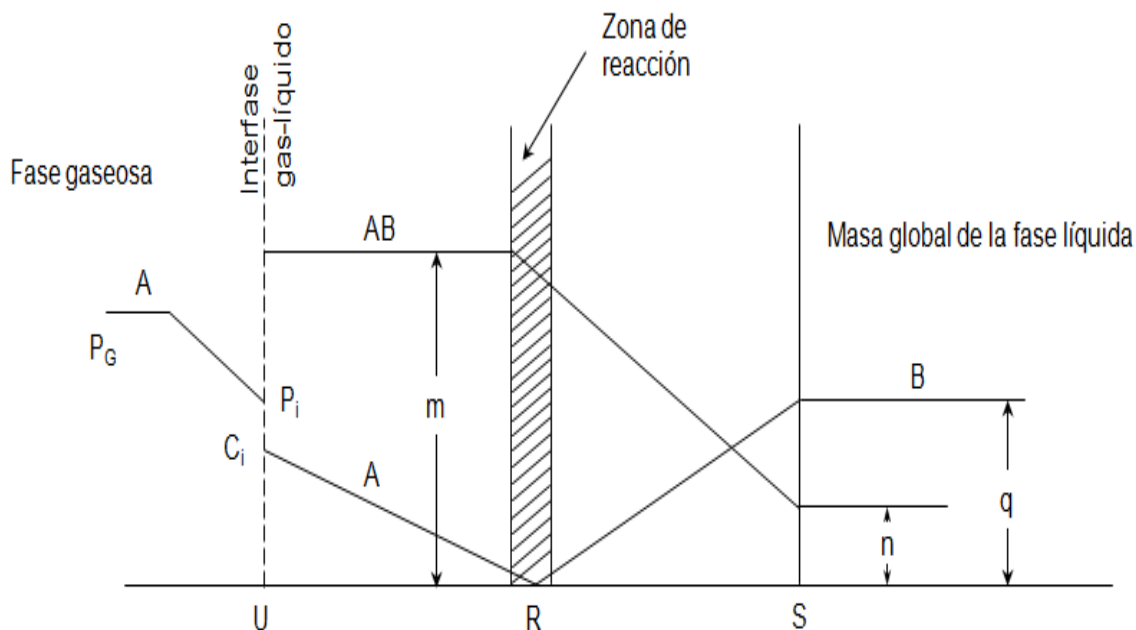
parte de la película de líquido antes de encontrar a  $B$ . Existe una zona de reacción entre  $A$  y  $B$  que se desplaza alejándose de la superficie de contacto gas-líquido, y tomando una cierta posición en el interior de la fase líquida.

La posición final de esta zona de reacción será tal que la velocidad de difusión de  $A$  desde la interfase gas-líquido es igual a la velocidad de difusión de  $B$  desde la masa global del líquido. Cuando esta condición ha sido alcanzada, las concentraciones de  $A$ ,  $B$  y  $C$  pueden indicarse según se muestra en la Figura 9, en la que las concentraciones se representan en ordenadas y la posición del plano de reacción con relación a la interfase se representa en abscisas. En la Figura 9, el plano de la superficie de contacto entre el gas y el líquido está indicado por  $U$ , la zona de reacción por  $R$ , y el límite exterior de la película de líquido por  $S$ . El componente  $A$  se difunde a través de la película de gas debido a la fuerza impulsora  $P_G - P_i$  y se difunde a la zona de reacción gracias a la fuerza impulsora  $C_i$  existente en la fase líquida. El componente  $B$  se difunde desde la masa principal del líquido a la zona de reacción por una fuerza impulsora  $q$ , y el producto no volátil  $C$  se difunde hacia la masa global del líquido bajo una fuerza impulsora  $m - n$  <sup>[43]</sup>.

**Donde:**

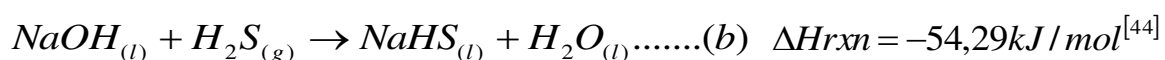
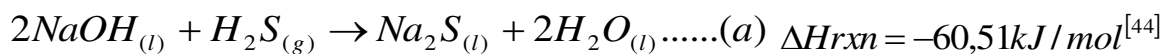
$P_G$ : Presión en la fase gaseosa

$P_i$ : Presión en la interfase



**Figura 9.** Perfil de la velocidad de absorción de A en el líquido y la reacción en el líquido, basado en la teoría de doble película.

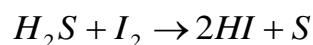
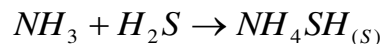
#### 4.5.2. Reactividad del Sulfuro de Hidrógeno



En la ecuación (a) la reacción sucede entre 2 moles de hidróxido de sodio y 1 mol de sulfuro de hidrógeno, mientras que en la ecuación (b) la reacción sucede entre 1 mol de hidróxido de sodio y 1 mol de sulfuro de hidrógeno.

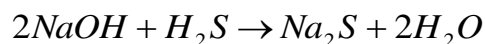
Las siguientes ecuaciones ilustran una variedad de reacciones que ocurren con el sulfuro de hidrógeno <sup>[45]</sup>:

- a. Se emplea en el análisis del ácido sulfhídrico.

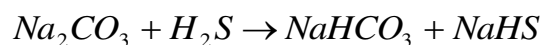


- b. Una solución de sulfuro de hidrógeno reacciona con sustancias alcalinas.

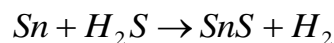
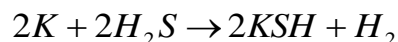
Con los hidróxidos de los metales alcalinos, se forma primero el  $Na_2S$  y después el  $NaHS$  (sulfhidrato de sodio).



- c. Con los carbonatos alcalinos, la reacción avanza sólo hasta el estado de bicarbonato; el sulfuro de hidrógeno no tiene fuerza para liberar el anhídrido carbónico.



- d. Los metales alcalinos reaccionan en caliente con el  $H_2S$  y forman sulfuros ácidos; el estaño y otros metales forman los sulfuros normales.

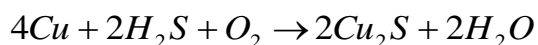


- e. El  $H_2S$  seco no reacciona con el mercurio, la plata o el cobre, pero en presencia del aire y de la humedad la reacción es rápida.

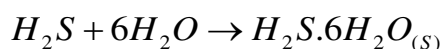
El  $H_2S$  precipita sulfuros en muchas soluciones de sales de metales pesados. Las constantes de solubilidad de esos sulfuros varían bastante.

Debido a la muy pequeña constante de disociación del segundo

hidrógeno del  $H_2S$ , la concentración del ión sulfuro en las soluciones de  $H_2S$  puede regularse en un amplio intervalo por ajuste del pH. Este control permite la precipitación selectiva de los sulfuros de metales pesados. Estas reacciones son útiles para la separación primaria de los metales en la marcha general del análisis cualitativo.

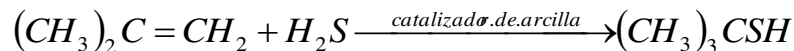


- f.** El sulfuro de hidrógeno forma pocos compuestos de adición. A altas presiones y bajas temperaturas, reacciona con el agua para formar el hidrato cristalino,  $H_2S \cdot 6H_2O$ .

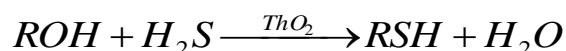


- g.** El bromuro de aluminio, fundido o en solución en disulfuro de carbono, reacciona con el  $H_2S$  para formar el compuesto cristalino incoloro  $AlBr_3 \cdot H_2S$ . En correspondencia con esto, el tricloruro de boro reacciona con el ácido sulfhídrico líquido para formar el compuesto cristalino blanco  $BCl_3 \cdot 12H_2S$ .
- h.** El  $H_2S$  reacciona con el azufre líquido a elevadas temperaturas para formar polisulfuros de hidrógeno de cadena larga. Éstos reducen señaladamente el máximo de la viscosidad del azufre líquido.
- i.** El  $H_2S$  reacciona con las olefinas a altas temperaturas y presiones (100-300°C) y en presencia de un catalizador de arcilla ( $Al_2O_3$  o  $SiO_2$ ), que puede darse en forma de terrones, píldora, granos pequeños o como un polvo superfino para formar mercaptanos.



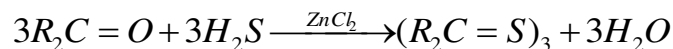


- j. Otros catalizadores que han sido empleados para esta reacción son los sulfuros metálicos y el azufre, como los mercaptanos pueden adicionarse a las olefinas, los sulfuros son subproductos de la reacción. El paso de un alcohol y sulfuro de hidrógeno sobre óxido de torio a temperaturas elevadas (400°C) también produce el mercaptano.



- k. Por reacción con los aldehídos o las cetonas, el H<sub>2</sub>S produce los correspondientes tioaldehídos y tiocetonas. No siempre es necesario el catalizador para la reacción con los aldehídos; pero se necesita un ácido inorgánico o cloruro de cinc para promover la reacción con las cetonas. Las tiocetonas y los tioaldehídos tienen tendencia más fuerte a polimerizarse que los aldehídos o cetonas de origen.

Algunas reacciones de los compuestos carbonílicos polifuncionales con el sulfuro de hidrógeno son diferentes de las de los miembros sencillos de la serie; por ejemplo de las 1,4-dicetonas se han obtenido tiofenos.



- l. La hexametenotetramina reacciona con el H<sub>2</sub>S para dar el polímero (CH<sub>2</sub>S)<sub>x</sub>.

## **5. PRUEBAS EXPERIMENTALES A NIVEL PILOTO E INDUSTRIAL**

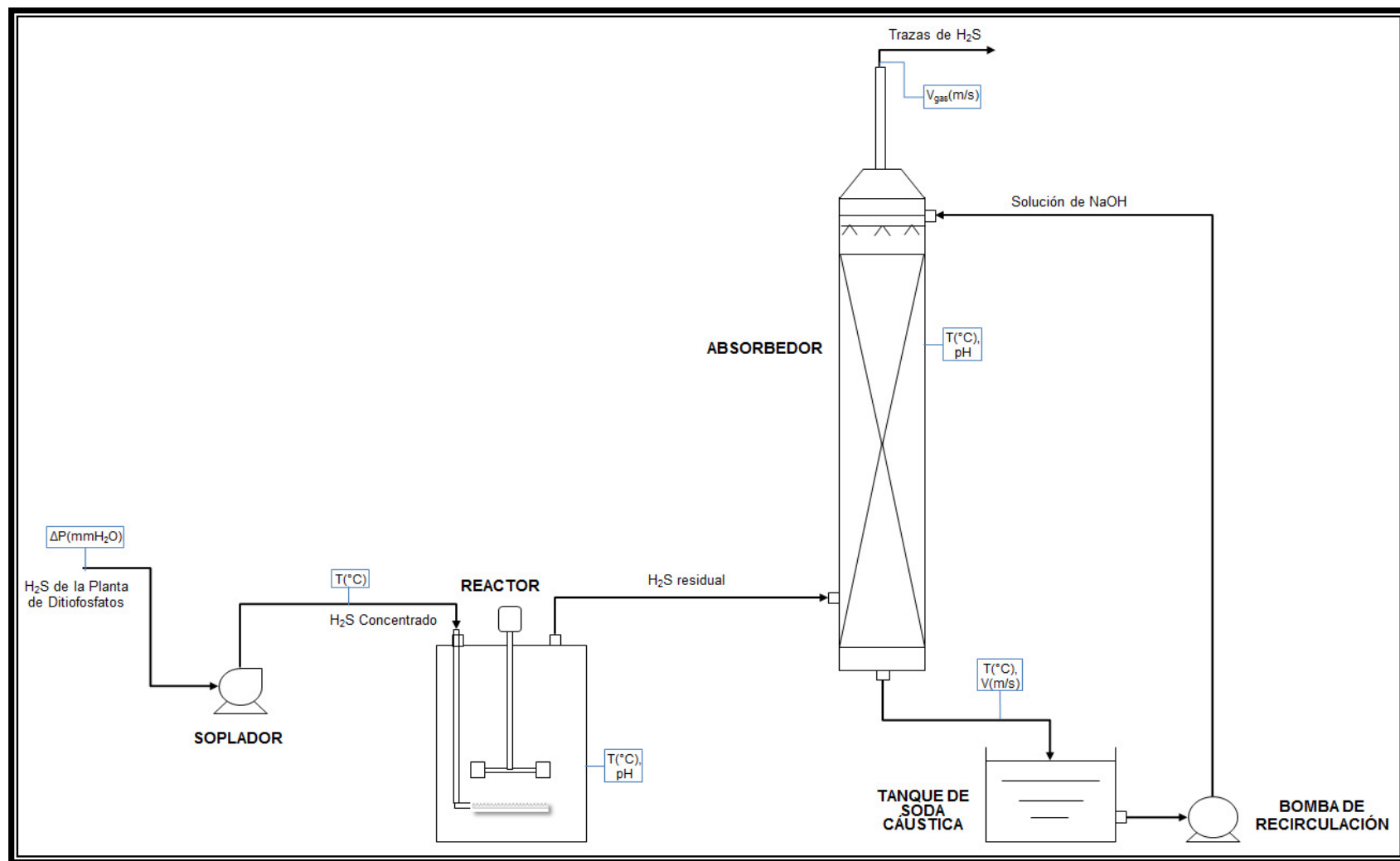
### **5.1. Sistema piloto para el tratamiento de H<sub>2</sub>S**

El sistema experimental utilizado para la eliminación del H<sub>2</sub>S consiste en:

- Reactor de acero inoxidable de 67 L.
- Absorbedor de acero inoxidable con relleno de polipropileno.
- Tanque de soda cáustica de PVC (policloruro de vinilo) 60 L.
- Bomba de recirculación de acero inoxidable para impulsar la soda cáustica hacia el absorbedor
- Regulador de flujo
- Equipos de control y medición
- Tuberías, válvulas y accesorios

En el Anexo 3.1 se aprecia el sistema de tratamiento de H<sub>2</sub>S piloto.

En el siguiente diagrama se aprecia los puntos en los cuales se han realizado la caracterización.



**Figura 10.** Diagrama de la unidad piloto que muestra la caracterización de corrientes (temperatura, pH, caída de presión, velocidad)

## **5.2. Caracterización de las corrientes**

Con el propósito de determinar las características de las corrientes se realizó la medición de los siguientes parámetros:

- Temperatura
- Velocidad de la solución recirculante del absorbedor
- pH
- Caída de presión del gas que ingresa al reactor del sistema de tratamiento de  $H_2S$
- Velocidad de salida del  $H_2S$  del absorbedor

## **5.3. Detalles experimentales**

La formulación se realizó a partir de una solución de NaOH al 50% y agua en un reactor piloto cuya capacidad es de 67 litros, dentro de ésta se prepararon soluciones de soda cáustica a diferentes concentraciones, los valores de la concentración de soda cáustica varían desde 10, 12, 15, 20, 23, 25% (Ver tabla 9) y se completó con agua; mientras que en el absorbedor la concentración fue de 10%. La mezcla obtenida se mantiene en constante agitación por un tiempo promedio de cuatro horas, tiempo estimado en el cual el  $H_2S$  que se obtiene de la reacción del pentasulfuro de fósforo con un alcohol o alcoholes (isobutílico, secbutílico, etílico y 2-metil-1-butanol) ingresa al reactor y se hace burbujear en la solución de soda cáustica; es necesario mantener el nivel de la mezcla en el reactor piloto retirando cierto volumen de solución con la finalidad de evitar que disminuya la concentración de la solución final, así

como también controlar los diferentes parámetros que influyen en el proceso (temperatura, pH, flujo de salida del gas, flujo de la solución recirculante, concentración de la solución). Estos parámetros fueron controlados cada hora en el reactor como en el absorbedor. Los residuos de  $H_2S$  (cantidad que no fue absorbida en el reactor) ingresan al absorbedor de lecho empacado para ser tratados, y posteriormente eliminado al ambiente.

En la Tabla 8 se aprecian las cantidades de soda cáustica, en el reactor, empleadas en la formulación para cada prueba realizada a diferentes concentraciones.

**TABLA 8.** Soluciones de soda cáustica

<b>CONCENTRACIÓN (% peso)</b>	<b>SODA CÁUSTICA (kg)</b>	<b>AGUA (kg)</b>
10	11,58	46,32
12	15,24	48,26
15	19,60	45,75
20	27,40	41,09
23	32,35	38,10
25	35,78	35,79
30	44,76	29,83

Se han evaluado soluciones con diferentes concentraciones de NaOH en un total de diecinueve pruebas (divididos de acuerdo a la formulación de la solución), las cuales varían con la finalidad de obtener la concentración adecuada en la cual se capture la mayor cantidad de  $H_2S$  y posteriormente

transformarlo a un producto de menor toxicidad y de grado comercial para su venta.

### 5.3.1. Medición de temperatura.

Se midió la temperatura de las corrientes y de los sistemas de reacción empleando un medidor de temperatura infrarrojo marca Fluke, modelo: 568 IR Thermometer<sup>[46]</sup>: (Anexo 2.1).

Los puntos de medición fueron: la corriente gaseosa que proviene de planta, reactor, solución recirculante y el absorbedor. El intervalo de medición es de una hora. (Anexo 3.2 y 3.3).

En las Tablas 9.1, 9.2, 9.3, y 9.4 se aprecian los valores de temperatura de las corrientes respectivamente.

**TABLA 9.** Caracterización de las corrientes en la planta piloto

**TABLA 9.1.** Medición de temperatura de la corriente proveniente de planta

PUNTO DE MEDICIÓN	TEMPERATURA CORRIENTE DE PLANTA(°C)					
Concentración de NaOH (% en peso)	TIEMPO(h)					
	0	1	2	3	4	5
10	20,5	20,7	21,0	21,5	21,8	20,8
12	21,6	21,8	25,0	25,2	23,8	23,1
15	21,1	20,4	22,5	20,5	21,9	22,0
20	17,3	18,0	18,2	18,2	18,5	17,9
23	17,3	17,9	19,5	18,7	18,0	17,5
25	17,3	17,3	18,0	18,3	19,0	18,9
(*)	21,0	20,2	23,1	22,5	20,0	19,8

(\*)Soluciones de sulfhidrato de sodio más 40 kg de soda cáustica al 50%

**TABLA 9.2.** Medición de temperatura del reactor

<b>PUNTO DE MEDICIÓN</b>	<b>TEMPERATURA DEL REACTOR(°C)</b>					
Concentración de NaOH (% en peso)	TIEMPO(h)					
	0	1	2	3	4	5
10	28,9	28,6	28,5	27,8	27,9	27,6
12	20,8	21,1	25,2	26,5	24,2	23,1
15	24,5	32,8	36,1	40,0	39,2	37,5
20	24,0	29,2	36,1	40,5	44,1	41,1
23	42,6	42,8	41,7	45,7	49,4	44,8
25	28,1	37,4	40,1	44,0	48,7	46,3
(*)	35,1	28,4	42,3	46,8	44,6	42,7

(\*)Soluciones de sulfhidrato de sodio más 40 kg de soda cáustica al 50%

**TABLA 9.3.** Medición de temperatura de la solución recirculante del absorbedor

<b>PUNTO DE MEDICIÓN</b>	<b>TEMPERATURA DE LA SOLUCIÓN RECIRCULANTE DEL ABSORBEDOR(°C)</b>					
Concentración de NaOH (% en peso)	TIEMPO(h)					
	0	1	2	3	4	5
10	19,1	19,8	20,5	21,7	22,5	23,1
12	18,4	19,4	19,9	23,7	25,9	26,9
15	22,4	23,4	24,4	24,3	23,7	23,1
20	19,4	19,7	19,9	20,5	20,4	21,1
23	19,8	21,2	22,0	22,4	24,8	25,1
25	21,0	22,9	24,0	22,9	24,0	22,8
(*)	19,4	20,1	24,0	24,6	30,4	31,5

(\*)Soluciones de sulfhidrato de sodio más 40 kg de soda cáustica al 50%

**TABLA 9.4.** Medición de temperatura del absorbedor

PUNTO DE MEDICIÓN	TEMPERATURA DEL ABSORBEDOR(°C)					
Concentración de NaOH (% en peso)	TIEMPO(h)					
	0	1	2	3	4	5
10	19,9	20,5	21,3	21,8	20,8	20,2
12	21,7	22,7	22,8	21,0	20,5	20,1
15	20,9	21,2	26,6	21,6	21,1	21,5
20	20,8	21,4	21,4	22,8	22,3	23,0
23	21,7	22,0	23,0	23,8	25,7	26,4
25	22,7	23,3	23,8	24,9	25,8	25,7
(*)	21,8	21,5	27,2	27,8	35,9	33,9

(\*)Soluciones de sulfhidrato de sodio más 40 kg de soda cáustica al 50%

### **5.3.2. Medición de la velocidad de la solución recirculante del absorbedor**

Se midió el flujo de la solución proveniente del absorbedor que circula a través de una tubería de una pulgada (solución recirculante con concentraciones en NaOH al 10%) empleando para ello un medidor de velocidad por ultrasonido modelo: Dynasonics UFX Series Ultrasonic Flow Meter <sup>[47]</sup> (Anexo 2.2). Las mediciones se registran a partir del inicio de la reacción a intervalos de una hora entre cada medición. (Anexo 3.4).

En la Tabla 9.5, se aprecia los valores de la velocidad de la solución recirculante del absorbedor.



**TABLA 9.5.** Medición de la velocidad de la solución recirculante del absorbedor

PUNTO DE MEDICIÓN	VELOCIDAD DE LA SOLUCIÓN RECIRCULANTE DEL ABSORBEDOR (m/s)					
Concentración de NaOH (% en peso)	TIEMPO(h)					
	0	1	2	3	4	5
10	0,47	0,47	0,48	0,45	0,41	0,47
12	0,38	0,41	0,50	0,48	0,55	0,45
15	0,47	0,47	0,41	0,46	0,35	0,49
20	0,62	0,61	0,58	0,58	0,46	0,46
23	0,44	0,55	0,54	0,56	0,59	0,56
25	0,40	0,43	0,45	0,48	0,45	0,48
(*)	0,50	0,55	0,53	0,57	0,55	0,48

(\*)Soluciones de sulfhidrato de sodio más 40 kg de soda cáustica al 50%

### 5.3.3. Medición del pH de los sistemas de reacción

La medición de pH se realiza utilizando un potenciómetro marca HANNA, modelo HI98127-HI98128 <sup>[48]</sup> (Anexo 2.3); este parámetro es importante porque nos permite conocer el avance de la reacción y por lo tanto el grado de absorción del H<sub>2</sub>S. El pH varía entre 10 y 13. Las mediciones se realizan en la solución del reactor y del absorbedor las cuales se registran desde el inicio de la reacción a intervalos de una hora entre cada medición. (Anexo 3.5).

En las Tablas 9.6 y 9.7 se registran los valores de pH de la solución en el reactor y absorbedor, respectivamente.

**TABLA 9.6.** Medición del pH de la solución del reactor

<b>PUNTO DE MEDICIÓN</b>	<b>REACTOR</b>					
Concentración de NaOH (% en peso)	TIEMPO(h)					
	0	1	2	3	4	5
10	13,45	12,95	12,62	12,45	12,36	12,02
12	12,76	12,20	12,15	12,07	11,95	11,85
15	12,51	12,08	11,53	9,03	8,79	8,98
20	13,29	12,88	8,60	8,40	8,90	8,50
23	12,51	12,41	12,13	12,00	11,79	11,50
25	12,48	12,41	11,00	8,60	8,50	8,35
(*)	12,46	12,25	11,91	10,38	9,40	9,05

(\*)Soluciones de sulfhidrato de sodio más 40 kg de soda cáustica al 50%

**TABLA 9.7.** Medición del pH de la solución del absorbedor

<b>PUNTO DE MEDICIÓN</b>	<b>ABSORBEDOR</b>					
Concentración de NaOH (% en peso)	TIEMPO(h)					
	0	1	2	3	4	5
10	13,28	13,49	13,18	13,21	13,21	13,37
12	13,25	12,96	12,93	13,11	12,91	13,05
15	13,21	13,14	12,72	9,95	9,78	9,03
20	13,26	13,21	13,20	11,79	10,10	9,90
23	12,73	12,57	12,73	12,80	12,59	12,79
25	12,39	12,49	12,83	12,62	12,45	12,55
(*)	13,00	12,88	12,74	12,41	9,70	9,25

(\*)Soluciones de sulfhidrato de sodio más 40 kg de soda cáustica al 50%

### 5.3.4. Medición de la caída de presión del gas que ingresa al reactor del sistema de tratamiento de H<sub>2</sub>S

La medición de la caída de presión del gas que ingresa al reactor del sistema de tratamiento se realiza para conocer el estado operativo del proceso en el transcurso de la reacción, mediante la relación caída de presión y caudal (Anexo 2.4), utilizando para ello un medidor de placa de orificio y cuyo valor se registra en un transmisor de flujo de gas marca Yokogawa, modelo EJX110A <sup>[49]</sup> (Anexo 2.5), en unidades de milímetros de agua (mmH<sub>2</sub>O). Las mediciones se registran desde el inicio de la reacción a intervalos de una hora entre cada medición. Además, permite determinar el flujo que ingresa hacia la planta piloto. (Anexo 3.6).

En la Tabla 9.8 se aprecia los valores de caída de presión.

**TABLA 9.8.** Medición de la caída de presión

PUNTO DE MEDICIÓN	CAÍDA DE PRESIÓN (mmH <sub>2</sub> O)					
Concentración de NaOH (% en peso)	TIEMPO(h)					
	0	1	2	3	4	5
10	16,15	27,50	35,98	45,21	17,71	13,48
12	10,65	19,35	31,25	46,21	11,52	0,82
15	16,51	23,49	31,25	13,94	0,95	0,64
20	8,42	20,94	36,41	27,92	13,80	4,12
23	18,25	34,54	46,12	35,40	15,28	2,70
25	11,38	52,13	49,32	7,02	5,75	1,64
(*)	9,21	14,37	43,99	11,89	1,20	0,89

(\*)Soluciones de sulfhidrato de sodio más 40 kg de soda cáustica al 50%

### 5.3.5. Medición de la velocidad de salida del H<sub>2</sub>S del absorbedor

La medición de concentración de H<sub>2</sub>S que ingresa al sistema de tratamiento (se desprende del reactor de ácido ditiofosfórico) se realizó mediante una titulación ácido-base y para la mezcla gaseosa que sale del absorbedor se empleó un anemómetro marca Lutron, modelo AM-4206M, rango de medición 0,4 - 3,5 m/s <sup>[50]</sup> (Anexo 2.6). Las mediciones se efectuaron cada hora a partir del inicio de la reacción (Anexo 3.7).

En la Tabla 9.9 se encuentra los valores de la velocidad de salida del H<sub>2</sub>S.

**TABLA 9.9.** Medición de la velocidad de salida del H<sub>2</sub>S

PUNTO DE MEDICIÓN	VELOCIDAD DE SALIDA DEL GAS DE H <sub>2</sub> S DEL ABSORBEDOR (m/s)					
Concentración de NaOH (% en peso)	TIEMPO(h)					
	0	1	2	3	4	5
10	0,85	0,42	0,48	0,58	0,52	0,56
12	0,64	0,52	0,72	0,57	0,50	0,55
15	0,86	0,90	0,42	0,49	0,58	0,78
20	0,75	0,68	0,65	0,82	0,56	0,62
23	1,02	0,94	0,79	0,68	0,86	0,55
25	0,64	0,72	0,68	0,57	0,50	0,50
(*)	0,86	1,04	1,12	0,52	1,14	0,92

(\*)Soluciones de sulfhidrato de sodio más 40 kg de soda cáustica al 50%

### **5.3.6. Medición de especies ( NaOH, Na<sub>2</sub>S y NaHS)**

Se realizaron los siguientes análisis:

#### **A. Medición de la concentración de H<sub>2</sub>S de planta**

##### **▪ MÉTODO EXPERIMENTAL PARA LA DETERMINACIÓN DE H<sub>2</sub>S:**

Este método se utiliza para medir la concentración del H<sub>2</sub>S proveniente de planta. Consiste en preparar una solución de NaOH 0,1N y agregarla en un vaso de precipitado de 100 mL donde se añade una cantidad suficiente del indicador timoftaleína con la finalidad de colorear la solución (el color será azul intenso). Luego se toma un volumen de 40 mL de la solución en una jeringa de 60 mL y en otra jeringa de 100 mL se toma una muestra del gas proveniente de planta que contiene H<sub>2</sub>S, ambas se conectan por medio de una manguera fina, una vez con los dos extremos conectados se procede a abrir la válvula y en forma simultánea se succionan el contenido de gas el cual ingresa en la solución de hidróxido de sodio 0,1N (cambia de azul a incoloro), este proceso continúa hasta que la solución que ingresa se sature y ya no cambia de color.

Finalmente se anotó el volumen del gas desplazado y el volumen de solución que se incorpora para su posterior evaluación. (Anexo 3.8 y 3.9).

#### **B. Medición de la concentración de H<sub>2</sub>S a la salida del absorbedor**

La medición de la concentración del H<sub>2</sub>S a la salida del absorbedor se realizó empleando un medidor portátil de gases marca Aeroqual, modelo S200<sup>[50]</sup> (Anexo 2.7 y 3.10) y por la empresa SGS del Perú (Anexo 2.8).

- **MÉTODO EPA 16A<sup>[51]</sup>**

Este método se utiliza para medir la concentración del H<sub>2</sub>S a la salida del absorbedor (hacia al ambiente). La medición lo realizó la empresa SGS del Perú para lo cual utilizo el método EPA 16 (Anexo 2.9, 3.11 y 3.12)

### **C. ANÁLISIS QUÍMICO DE LAS ESPECIES (NaOH, Na<sub>2</sub>S y NaHS)**

El análisis químico para determinar la concentración de las soluciones tanto en el reactor como en el absorbedor se realizó mediante el método que se detalla a continuación (Anexo 3.13):

#### **DETERMINACIÓN DE NaHS EN SOLUCIÓN (ACIDOMETRÍA)<sup>[52]</sup>**

##### **Reactivos químicos:**

Timoftaleína<sup>[24]</sup>: disolver 0,025 g en 25 g de etanol.

Azul de bromofenol<sup>[53]</sup> disolver 0,025 g en 25 g de etanol.

Solución de cloruro de bario (BaCl<sub>2</sub>) al 15%.

HCl 0,5 N

HCl 0,1 N

Alcohol etílico.

##### **Procedimiento:**

**Nota:** Si la muestra es oscura o presenta sedimentos negros, filtrar y trabajar con la solución filtrada.

Pesar 25,000 0 g de la solución de NaHS y disolver en un vaso de 200 mL con 100 mL de agua desionizada aproximadamente.

En una fiola de 250 mL previamente añadir 15 mL de  $\text{BaCl}_2$  al 15% para precipitar los aniones carbonato ( $\text{CO}_3^{2-}$ ) y sulfato ( $\text{SO}_4^{2-}$ ) y aforar con agua desionizada. Dejar asentar el precipitado y pipetear 15 mL de la solución clara, limpia. Llevar a un matraz de 300 mL que contiene 50 mL de etanol.

Agregar de ocho a diez gotas de timoftaleína la solución toma un color azul fuerte en presencia de  $\text{Na}_2\text{S}$  o verde intenso en presencia de tiocarbamato de sodio.

Titular con HCl 0,1 N hasta amarillo verdoso, anotar el gasto en mL como “A”.

Entonces añadir 8 a 10 gotas de azul de Bromofenol y la solución vuelve a tomar un color azul fuerte. Titular con HCl 0,5N hasta amarillo claro.

Anotar el gasto de mL como “B”.

$$[\text{Na}_2\text{S}] = 2A$$

$$[\text{NaHS}] = B - A$$

#### **Notas:**

En el anexo 2.10, se encuentran especificados el rango de pH para el uso de los indicadores. En el anexo 2.11, se encuentran especificadas las fórmulas usadas para el cálculo de las especies ( $\text{NaOH}$ ,  $\text{Na}_2\text{S}$  y  $\text{NaHS}$ ) de acuerdo al caso; además se encuentra el fundamento teórico de este método.

### **Análisis químico de la concentración del reactor y del absorbedor de la Planta Piloto (\*)**

Se realizó la medición de una solución de soda cáustica al 10% en el reactor mientras que en el absorbedor la concentración de la soda cáustica fue de 10%; ésta fue la primera concentración a la cual se trabajó en el presente estudio. En la tabla 10 se aprecia la realización de las pruebas en tres días: 28/07/13, 05/08/13 y 06/08/13 para diferentes lotes: D1477-P/ D3323-P y D3323-P, respectivamente, en la cual se registró la concentración en peso de cada especie presente en la solución tanto en el reactor como en el absorbedor piloto.



**TABLA 10.** Análisis químico de la concentración del reactor y del absorbedor de la planta piloto solución de soda cáustica al 10%

Lotes: D1477-P / D3323-P/ D3323-P					Días: 28/07/13 - 05/08/13 - 06/08/13			
# CORRIDA (hora/días)	REACTOR				ABSORBEDOR			
	[NaOH]	[Na <sub>2</sub> S]	[NaHS]	pH	[NaOH]	[Na <sub>2</sub> S]	[NaHS]	pH
0	10,85	1,53	0,00	13,64	9,45	1,07	0,00	13,57
1	6,85	5,03	0,00	13,55	9,04	1,07	0,00	13,53
2	1,37	10,05	0,00	13,25	9,04	1,04	0,00	13,58
3	0,00	9,51	1,89	12,98	9,04	1,04	0,00	13,50
4	0,00	5,85	6,98	12,55	9,04	1,04	0,00	13,43
5	0,00	0,00	14,20	9,10	5,14	5,24	0,00	13,36
6	0,00	0,00	14,10	8,90	0,00	9,90	0,12	13,30
7	0,00	0,00	14,15	9,00	0,00	4,89	5,90	12,80
8	0,00	0,00	14,17	8,45	0,00	0,56	11,34	10,50
9	0,00	0,00	14,17	8,21	0,00	0,00	12,79	9,10
10	0,00	0,00	14,17	8,19	0,00	0,00	12,85	8,93
11	0,00	0,00	14,17	8,50	0,00	0,00	12,70	8,88
12	0,00	0,00	14,17	8,90	0,00	0,00	12,70	8,94

Luego se procedió a formular una solución de soda cáustica al 12% en el reactor mientras que en el absorbedor la concentración de la soda cáustica fue de 10%, en la Tabla 11 se aprecia la realización de las pruebas en tres días: 07/08/13, 08/08/13 y 10/08/13 para los lotes: D1477-P/ D1477-P y D238-P respectivamente, donde se registraron los valores de la concentración en peso de cada especie presente en la solución tanto en el reactor como en el absorbedor piloto.

**TABLA 11.** Análisis químico de la concentración del reactor y del absorbedor de la planta piloto solución de soda cáustica al 12%

Lotes: D1477-P / D1477-P/ D238-P					Días: 07/08/13 - 08/08/13 - 10/08/13			
# CORRIDA (hora/días)	REACTOR				ABSORBEDOR			
	[NaOH]	[Na <sub>2</sub> S]	[NaHS]	pH	[NaOH]	[Na <sub>2</sub> S]	[NaHS]	pH
0	12,96	0,75	0,00	12,76	10,23	0,12	0,00	12,93
1	7,22	3,95	0,00	12,20	10,10	0,23	0,00	12,93
2	2,89	11,15	0,00	12,10	10,15	0,24	0,00	12,98
3	0,00	11,05	2,58	12,15	10,20	0,19	0,00	12,79
4	0,00	5,15	9,85	12,07	10,12	0,12	0,00	12,15
5	0,00	0,00	16,50	9,21	5,44	5,27	0,00	13,05
6	0,00	0,00	16,45	8,87	0,00	9,07	1,34	12,89
7	0,00	0,00	16,34	8,50	0,00	4,12	7,90	12,83
8	0,00	0,00	16,34	8,34	0,00	2,10	10,90	11,2
9	0,00	0,00	16,34	8,56	0,00	0,00	12,90	9,32
10	0,00	0,00	16,34	8,23	0,00	0,00	12,90	8,34
11	0,00	0,00	16,34	8,54	0,00	0,00	12,90	8,54
12	0,00	0,00	16,34	8,76	0,00	0,00	12,90	8,45

La tercera formulación se realizó al 15% en el reactor mientras que en el absorbedor la concentración de la soda cáustica se mantuvo en 10%, desarrollándose tres pruebas en tres días: 22/08/13, 25/08/13 y 26/08/13 para los lotes: D238-P/ D238-P y D208-P respectivamente y en la Tabla 12 se aprecia la concentración en peso de cada especie presente en la solución tanto en el reactor como en el absorbedor piloto.

**TABLA 12.** Análisis químico de la concentración del reactor y del absorbedor de la planta piloto solución de soda cáustica al 15%

Lotes: D238-P / D238-P/ D208-P					Días: 22/08/13 - 25/08/13 - 26/08/13			
# CORRIDA (hora/días)	REACTOR				ABSORBEDOR			
	[NaOH]	[Na <sub>2</sub> S]	[NaHS]	pH	[NaOH]	[Na <sub>2</sub> S]	[NaHS]	pH
0	13,67	2,19	0,00	13,19	10,08	0,27	0,00	13,09
1	7,54	8,77	0,00	13,11	10,08	0,27	0,00	13,09
2	2,14	11,96	0,00	13,16	10,08	0,27	0,00	13,17
3	0,00	9,24	6,25	13,15	10,00	0,27	0,00	13,16
4	0,00	4,18	11,49	12,54	10,01	0,23	0,00	13,23
5	0,00	1,91	14,87	9,03	10,05	0,25	0,00	13,21
6	0,00	0,00	18,42	8,79	5,77	5,53	0,00	13,14
7	0,00	0,00	18,42	8,62	1,04	10,80	0,00	12,72
8	0,00	0,00	18,42	8,91	0,00	9,39	3,56	12,34
9	0,00	0,00	18,42	8,56	0,00	3,66	9,75	11,23
10	0,00	0,00	18,23	8,67	0,00	0,00	13,00	8,61
11	0,00	0,00	18,23	8,95	0,00	0,00	12,90	8,66
12	0,00	0,00	18,23	8,92	0,00	0,00	13,10	8,62

La siguiente formulación se realizó al 20% en el reactor mientras que en el absorbedor la concentración de la soda cáustica se mantuvo en 10%, desarrollándose dos pruebas los días 24/09/13 y 26/09/13 para los lotes: D238-P y D1477-P respectivamente y en la Tabla 13 se aprecia la concentración en peso de cada especie presente en la solución tanto en el reactor como en el absorbedor piloto.

**TABLA 13.** Análisis químico de la concentración del reactor y del absorbedor de la planta piloto solución de soda cáustica al 20%

Lotes: D238-P / D1477-P					Días: 24/09/13 - 26/09/13			
# CORRIDA (hora/días)	REACTOR				ABSORBEDOR			
	[NaOH]	[Na <sub>2</sub> S]	[NaHS]	pH	[NaOH]	[Na <sub>2</sub> S]	[NaHS]	pH
0	18,67	1,19	0,00	13,24	9,86	0,67	0,00	13,38
1	6,54	8,77	0,00	13,00	9,88	0,67	0,00	13,23
2	2,14	11,96	0,00	13,00	9,97	0,67	0,00	13,24
3	0,00	8,24	7,25	12,89	9,01	1,22	0,00	13,16
4	0,00	7,18	7,49	12,67	8,88	1,78	0,00	13,21
5	0,00	6,64	8,06	12,29	8,12	2,99	0,00	13,20
6	0,00	3,99	11,69	12,88	6,03	2,66	0,00	11,88
7	0,00	0,00	18,23	8,60	3,77	5,53	0,00	11,79
8	0,00	0,00	23,11	8,40	1,09	10,80	0,00	10,10
9	0,00	0,00	23,15	8,56	0,00	8,79	3,56	9,22
10	0,00	0,00	23,22	8,67	0,00	2,66	9,75	9,21
11	0,00	0,00	23,33	8,95	0,00	0,00	13,55	9,08
12	0,00	0,00	23,33	8,55	0,00	0,00	13,58	9,08

En el caso de la siguiente formulación la concentración fue del 23% en el reactor, sabiendo que la concentración límite para la formación de cristales es de 25% y por encima de esta concentración se forman cristales de sulfuro de sodio (ver figura 8-curva de solubilidad del sulfuro de sodio) lo cual dificulta el correcto funcionamiento del sistema en estudio (Anexo 3.14), estas fueron descartadas porque ocasionaron problemas en el reactor.

se optó por trabajar a una concentración intermedia, concentración de NaOH al 23%, que sea la adecuada y permita absorber una mayor cantidad de H<sub>2</sub>S con su posterior transformación en otro producto, mientras que en el

absorbedor se fijó el valor de 10% en peso de soda cáustica como la concentración de trabajo para el sistema, se desarrollaron dos pruebas los días 08/10/13 y 09/10/13 para el lote D3323-P y en la Tabla 14 se aprecia la concentración en peso de cada uno de los productos resultantes, asimismo la formación del sulfhidrato de sodio en el reactor y absorbedor piloto.

**TABLA 14.** Análisis químico de la concentración del reactor y del absorbedor de la planta piloto solución de soda cáustica al 23%

Lotes: D3323-P					Días: 08/10/13 - 09/10/13			
# CORRIDA (hora/días)	REACTOR				ABSORBEDOR			
	[NaOH]	[Na <sub>2</sub> S]	[NaHS]	pH	[NaOH]	[Na <sub>2</sub> S]	[NaHS]	pH
0	23,43	1,33	0,00	13,60	11,03	0,80	0,00	13,50
1	19,95	5,83	0,00	12,93	10,76	1,06	0,00	13,30
2	9,40	13,29	0,00	12,61	11,17	1,06	0,00	13,20
3	3,81	18,07	0,00	12,60	10,76	1,06	0,00	13,00
4	3,27	17,54	0,00	12,68	10,35	1,08	0,00	12,40
5	0,00	19,40	2,29	12,36	10,35	1,33	0,00	12,20
6	0,00	13,55	9,14	12,40	10,35	1,33	0,00	12,30
7	0,00	9,30	14,89	12,39	10,35	1,33	0,00	12,20
8	0,00	7,18	23,86	11,20	10,62	1,33	0,00	12,40
9	0,00	2,92	27,86	9,91	10,62	1,06	0,00	12,50
10	0,00	0,00	27,86	8,96	2,18	8,77	0,00	12,80
11	0,00	0,00	28,06	8,52	1,04	8,98	0,00	12,60
12	0,00	0,00	28,06	8,59	1,01	9,11	0,00	12,50

Finalmente se llegó a trabajar con soluciones obtenidas anteriormente (cuyo producto resultante fue el NaHS) agregándole 40 kg de NaOH, con el propósito de capturar importantes cantidades del H<sub>2</sub>S y aprovechar la formación

del sulfhidrato de sodio de grado comercial para su posterior venta, de igual forma para los demás sistemas de reacción. A partir de aquí se procedió a escalar a nivel industrial siguiendo este procedimiento, la concentración de la soda cáustica en el absorbedor se mantuvo en 6%, desarrollándose tres pruebas los días 02/11/13, 19/11/13 y 09/12/13 para el lote D3323-P y en las Tablas 15.1, 15.2 y 15.3 se aprecian las concentraciones en peso de cada uno de los productos resultantes en el reactor y absorbedor piloto.

**TABLA 15.** Análisis químico de la concentración del reactor y del absorbedor de la planta piloto con soluciones de sulfhidrato de sodio más 40 kg de soda cáustica.

**TABLA 15.1.** Primera prueba

Lotes: D3323-P					Día: 02/11/13			
# CORRIDA (hora/días)	REACTOR				ABSORBEDOR			
	[NaOH]	[Na <sub>2</sub> S]	[NaHS]	pH	[NaOH]	[Na <sub>2</sub> S]	[NaHS]	pH
0	0,00	4,88	29,99	12,99	6,66	0,81	0,00	13,33
1	0,00	4,45	29,87	12,90	6,36	0,79	0,00	13,25
2	0,00	2,7	32,09	12,46	6,49	0,53	0,00	13,00
3	0,00	0,26	36,30	12,00	6,49	0,53	0,00	12,92
4	0,00	0,00	36,88	10,50	3,52	3,17	0,00	12,11
5	0,00	0,00	36,88	9,40	0,00	1,33	4,00	11,27

**TABLA 15.2.** Segunda prueba

Lotes: D3323-P					Día: 19/11/13			
# CORRIDA (hora/días)	REACTOR				ABSORBEDOR			
	[NaOH]	[Na <sub>2</sub> S]	[NaHS]	pH	[NaOH]	[Na <sub>2</sub> S]	[NaHS]	pH
0	0,00	8,98	26,77	12,88	0,00	7,89	0,00	13,33
1	0,00	8,68	26,65	12,54	0,98	7,65	0,00	13,00
2	0,00	9,70	27,12	12,61	0,54	7,12	0,00	12,94
3	0,00	4,20	33,80	12,25	1,22	7,12	0,00	12,80
4	0,00	0,53	38,43	11,57	1,35	6,86	0,00	12,76
5	0,00	0,00	39,39	10,30	0,00	4,21	5,49	12,46

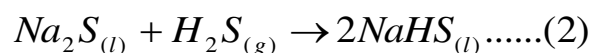
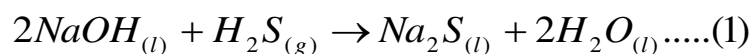
**TABLA 15.3.** Tercera prueba

Lotes: D3323-P					Día: 09/12/13			
# CORRIDA (hora/días)	REACTOR				ABSORBEDOR			
	[NaOH]	[Na <sub>2</sub> S]	[NaHS]	pH	[NaOH]	[Na <sub>2</sub> S]	[NaHS]	pH
0	0,00	11,77	24,55	12,77	0,00	4,22	5,88	13,33
1	0,00	11,61	24,26	12,46	0,00	4,22	5,50	13,00
2	0,00	9,22	28,02	12,25	0,00	4,22	5,12	12,88
3	0,00	3,16	35,58	11,91	0,00	4,22	5,31	12,74
4	0,00	0,00	40,02	10,38	0,00	2,11	8,53	12,41
5	0,00	0,00	40,02	9,40	0,00	0,00	11,37	9,70

(\*) El número de corridas que se realizaron en cada concentración de NaOH fueron hasta que toda la solución de éste haya reaccionado y por lo tanto el H<sub>2</sub>S pueda seguir siendo absorbida dentro de esta solución, cuando la solución se satura el H<sub>2</sub>S pasa al absorbedor, como producto final de la reacción se obtiene una especie menos tóxica, y en este estudio el producto obtenido es el sulfhidrato de sodio. Luego de obtenido el producto se desaloja toda la solución del reactor para realizar una nueva formulación, se procede de la misma manera para las siguientes pruebas. Mientras que en el absorbedor se mantiene una solución de NaOH que solo producirá el sulfhidrato de sodio solo si el H<sub>2</sub>S que no fue capturada en el reactor pase hacia este, y en este caso se procede a desalojar la solución obtenida para realizar una nueva formulación.

#### 5.4. Discusión de resultados

El  $H_2S$  presenta el siguiente comportamiento en una solución de NaOH



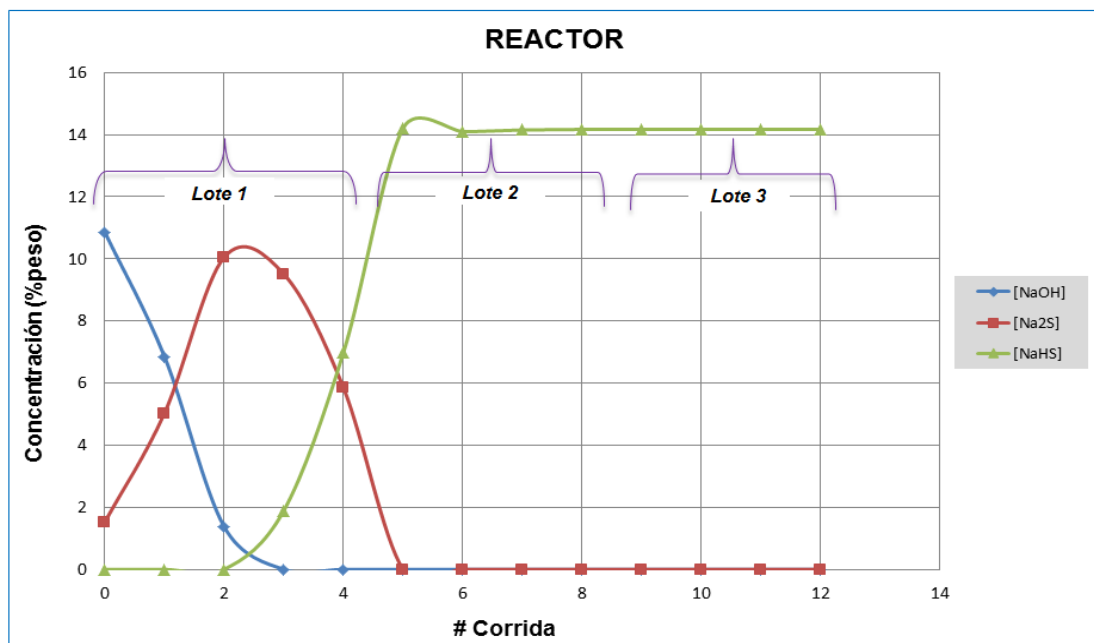
Donde el NaOH reacciona con  $H_2S$  disuelta en una solución acuosa para formar NaHS y  $Na_2S$ . La presencia de la reacción (1) y (2) depende de la cantidad de NaOH y el pH alto de la solución que favorece la formación del  $Na_2S$  y por consecuencia la formación del NaHS que viene a ser el producto deseado.

La reacción es exotérmica como se observa en las tablas 9.1, 9.2, 9.3, y 9.4.

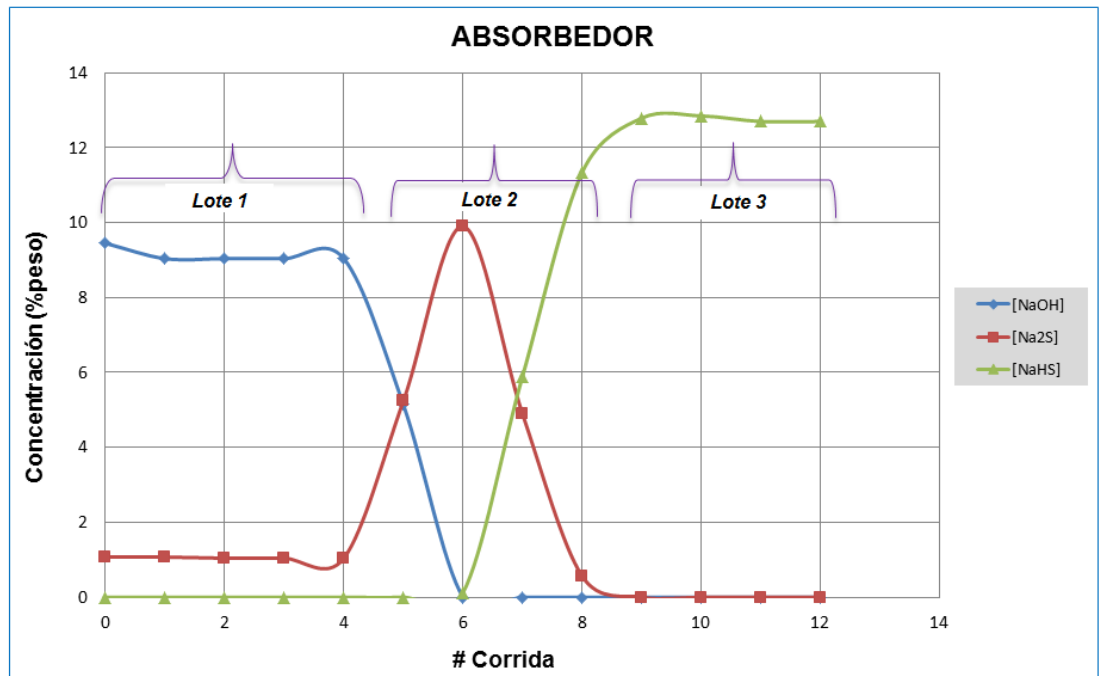
En las tablas 10, 11, 12, 13, 14 y 15, se aprecian el comportamiento de las especies (NaOH, NaHS y  $Na_2S$ ) en el transcurso del tiempo, las cuales a su vez se pueden visualizar mejor en las siguientes figuras para cada concentración de NaOH tanto en el reactor como en el absorbedor. El comportamiento de estas especies obedece al mecanismo de absorción mostrado en la figura 9.

La concentración de soda cáustica al 23% permite absorber la mayor cantidad de  $H_2S$ , valores por encima de 23% presentan problemas de cristalización del  $Na_2S$  (Anexo 3.14).

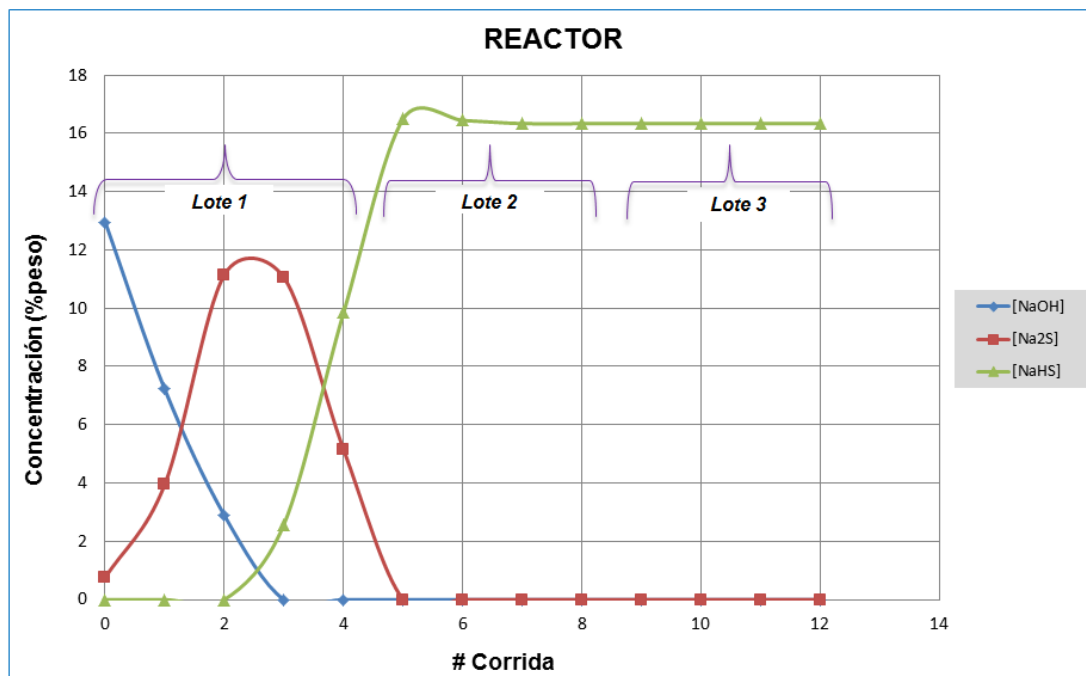




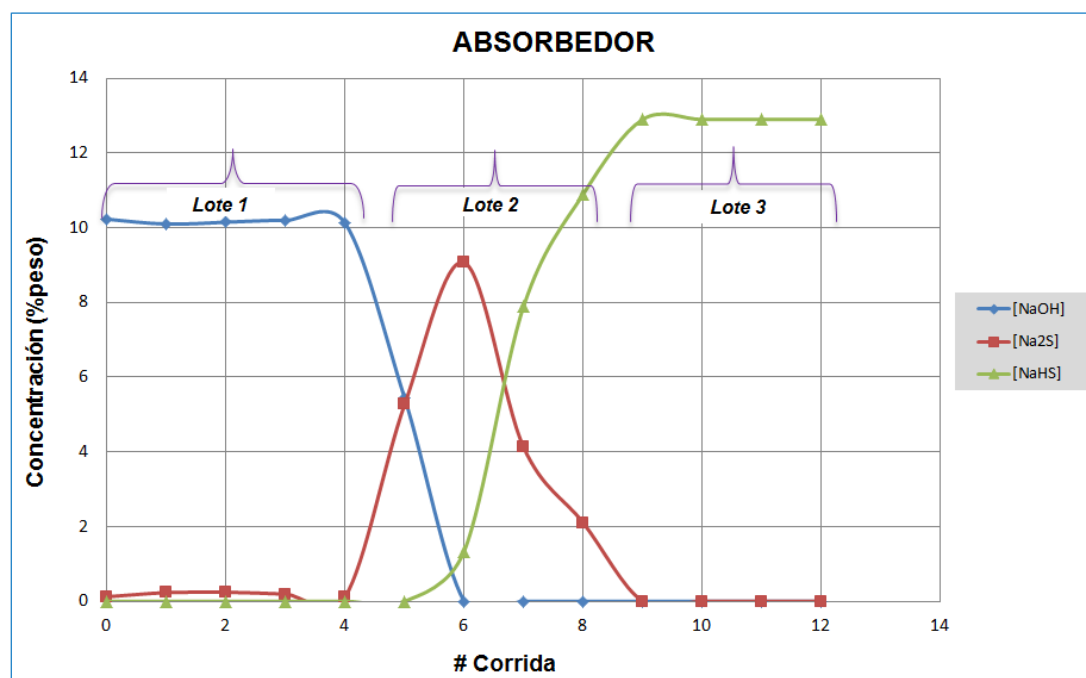
**Figura 11.** Sistema de reacción para una solución de soda cáustica al 10% en el reactor



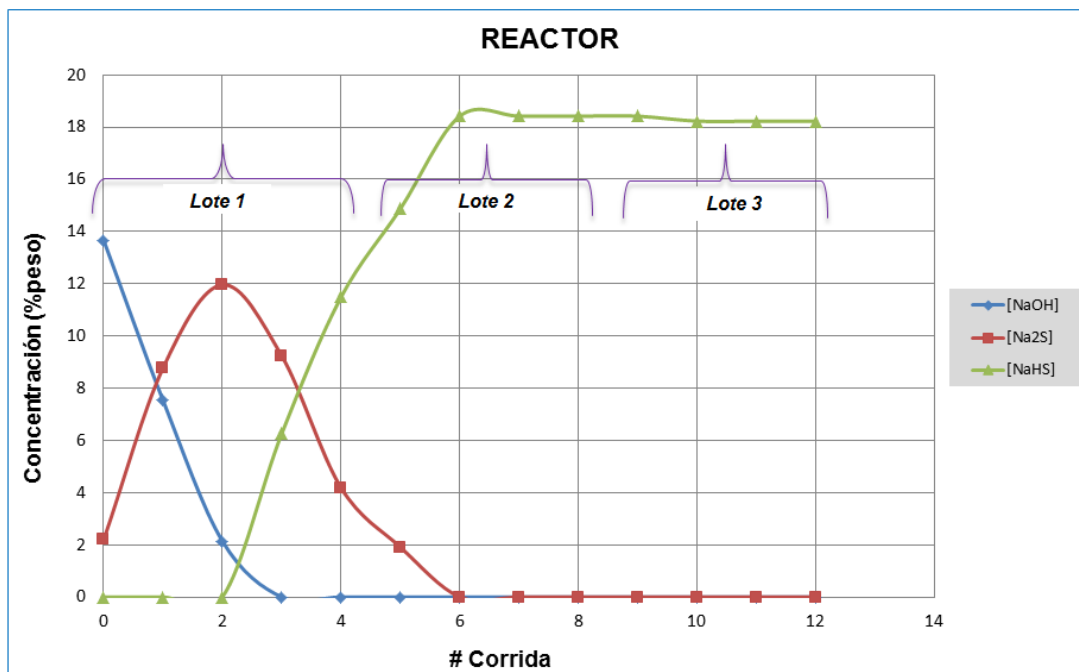
**Figura 12.** Sistema de reacción para una solución de soda cáustica al 10% en el absorbedor



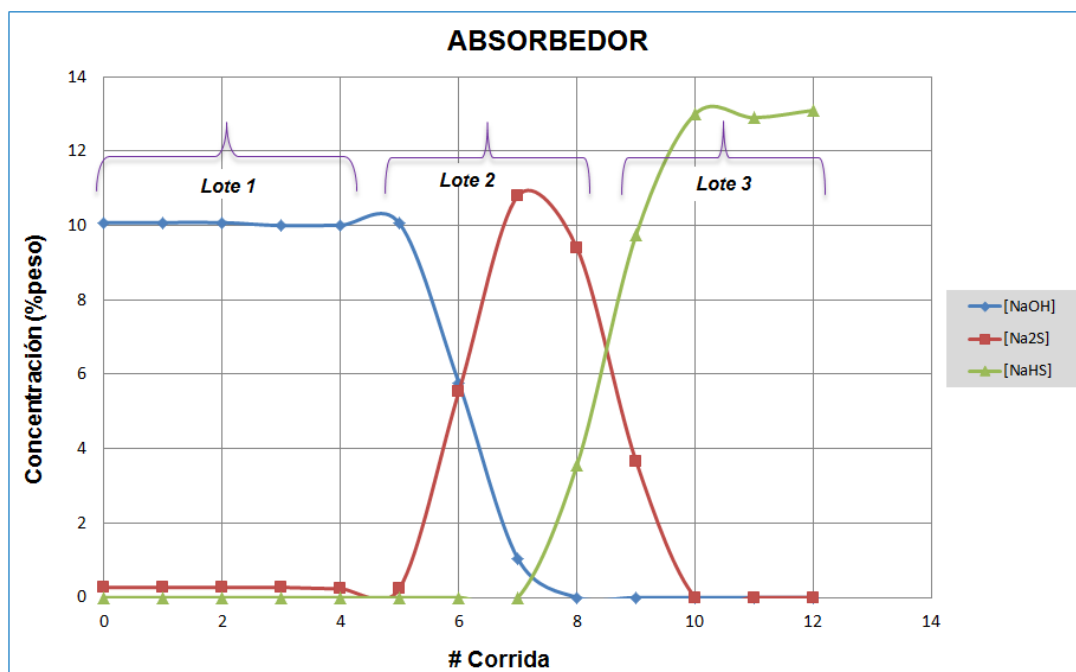
**Figura 13.** Sistema de reacción para una solución de soda cáustica al 12% en el reactor



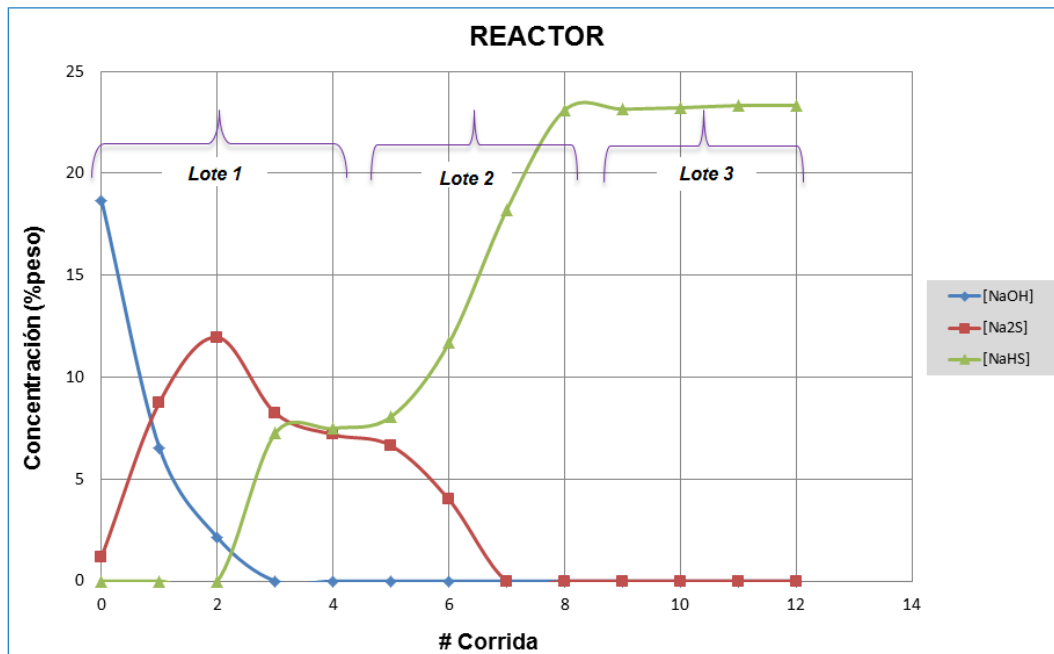
**Figura 14.** Sistema de reacción para una solución de soda cáustica al 12% en el absorbedor



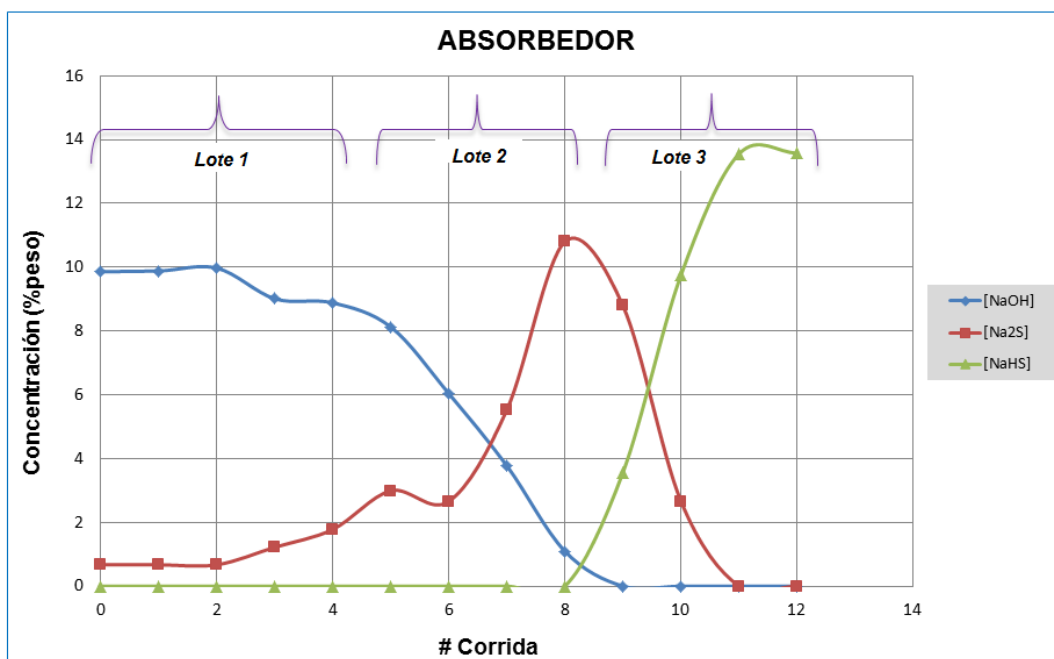
**Figura 15.** Sistema de reacción para una solución de soda cáustica al 15% en el reactor



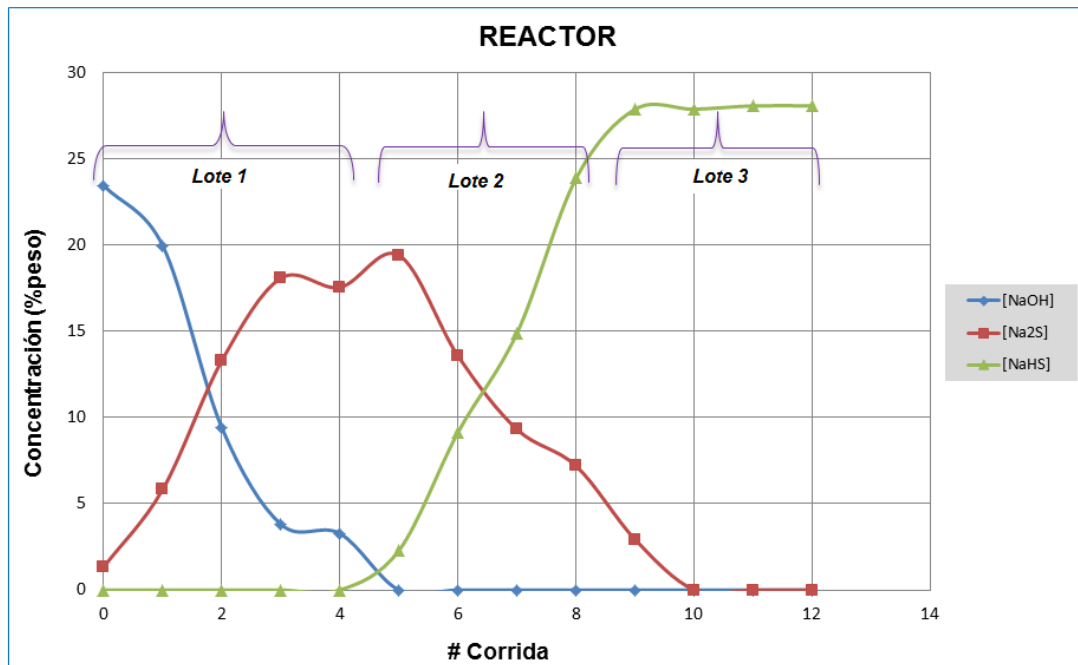
**Figura 16.** Sistema de reacción para una solución de soda cáustica al 15% en el absorbedor



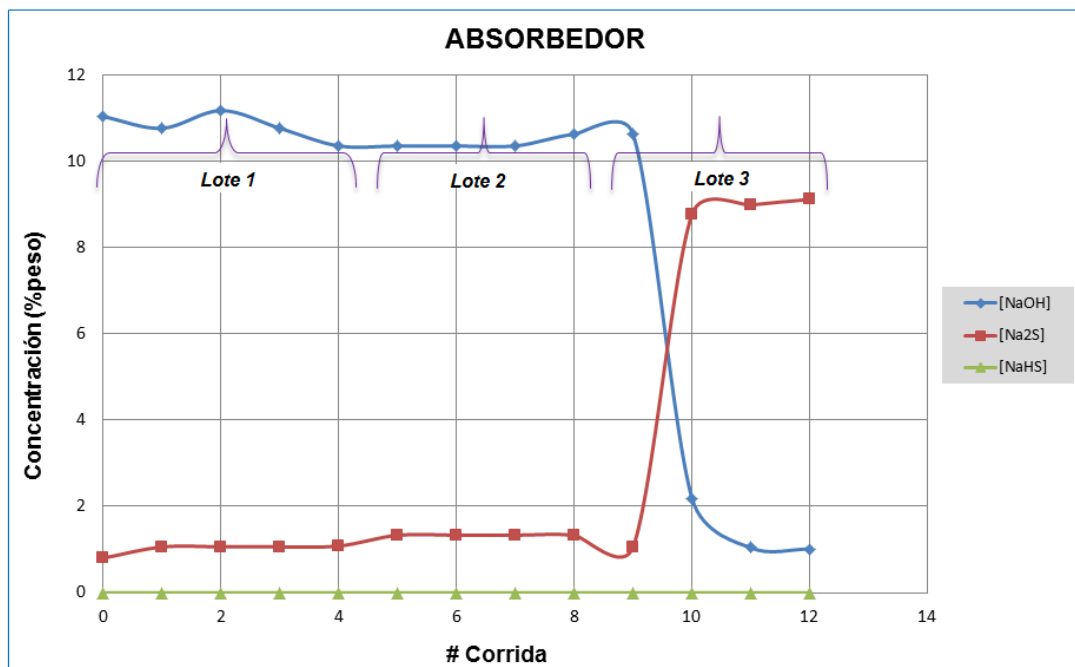
**Figura 17.** Sistema de reacción para una solución de soda cáustica al 20% en el reactor



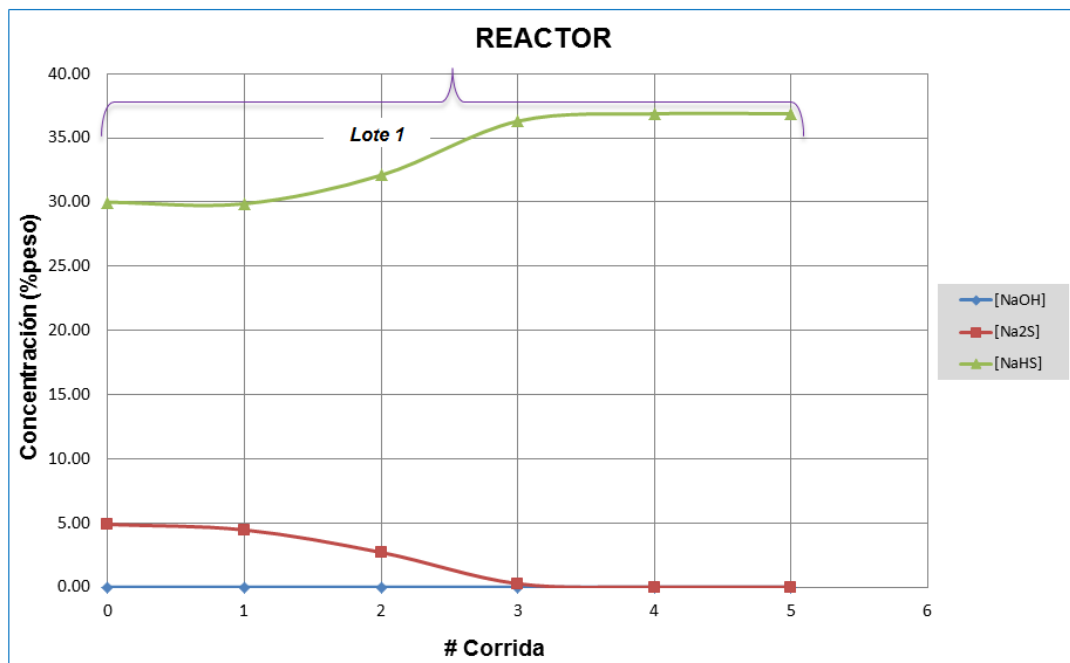
**Figura 18.** Sistema de reacción para una solución de soda cáustica al 20% en el absorbedor



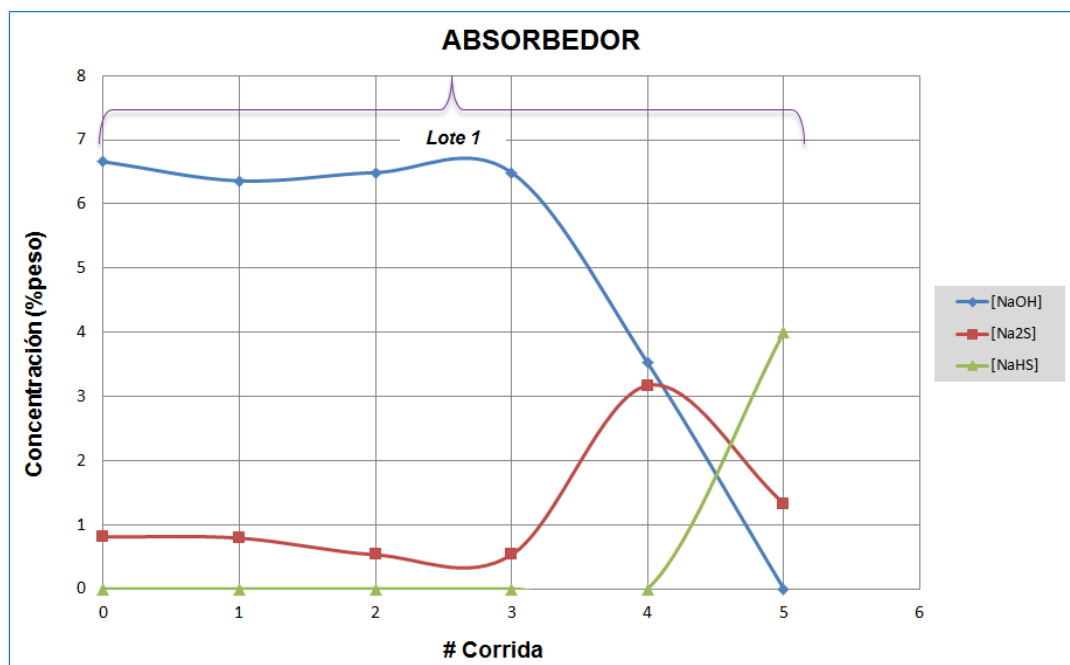
**Figura 19.** Sistema de reacción para una solución de soda cáustica al 23% en el reactor



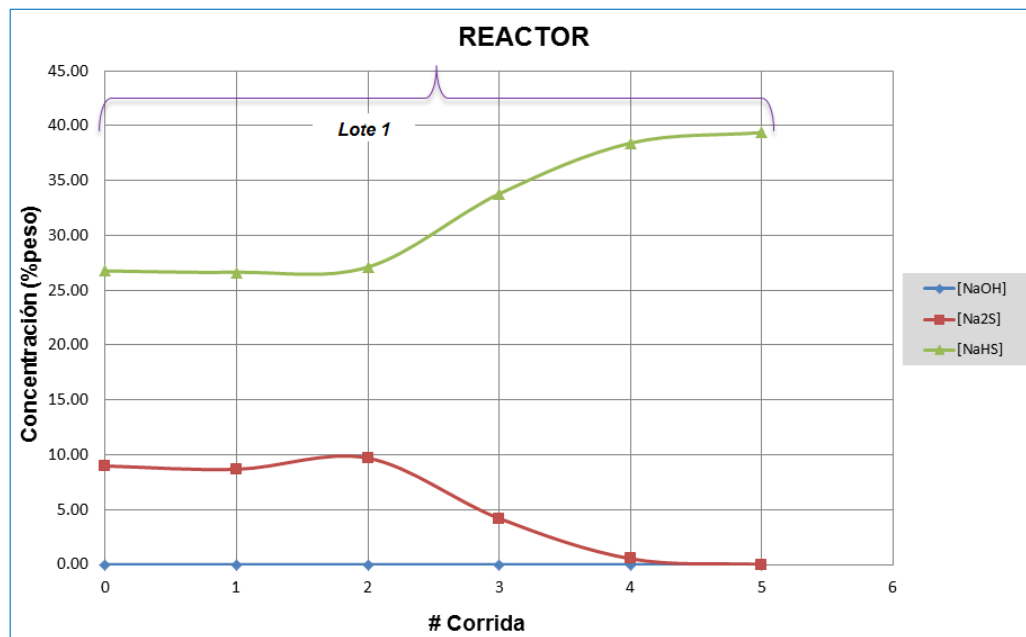
**Figura 20.** Sistema de reacción para una solución de soda cáustica al 23% en el absorbedor



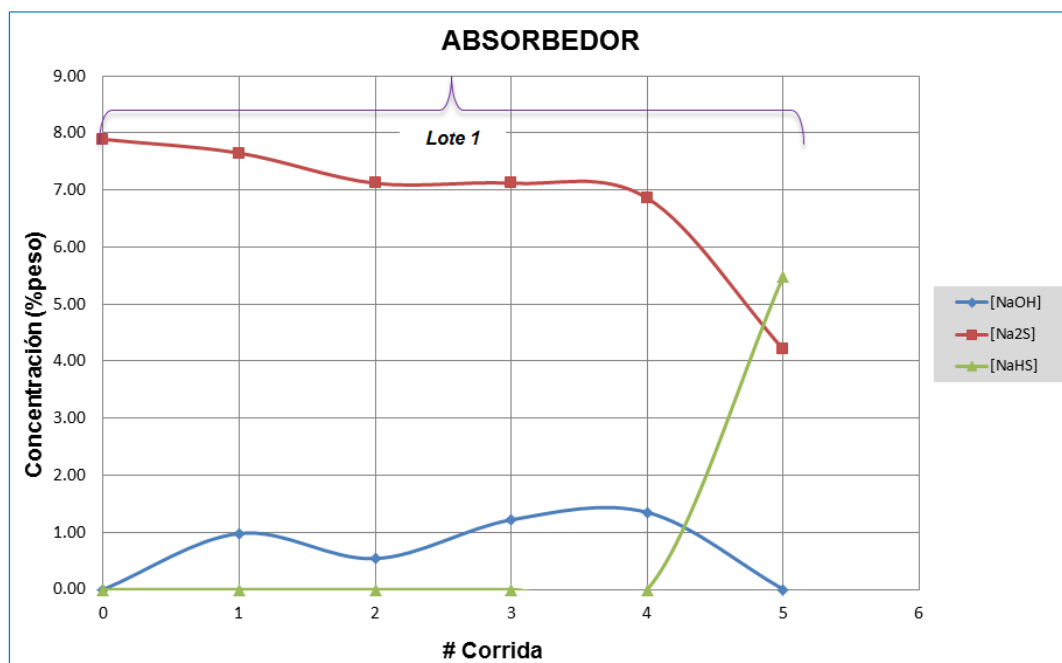
**Figura 21.** Sistema de reacción para una solución de sulfhidrato de sodio + 40 kg soda cáustica en el reactor - Día: 02/11/13



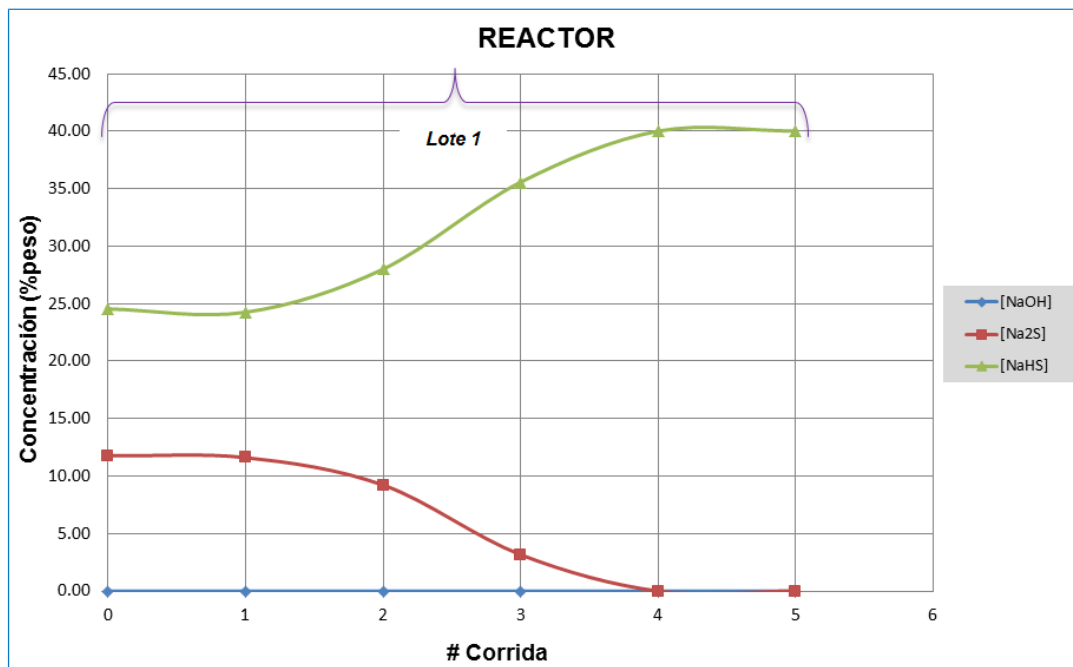
**Figura 22.** Sistema de reacción para una solución de sulfhidrato de sodio + 40kg soda cáustica en el absorbedor - Día: 02/11/13



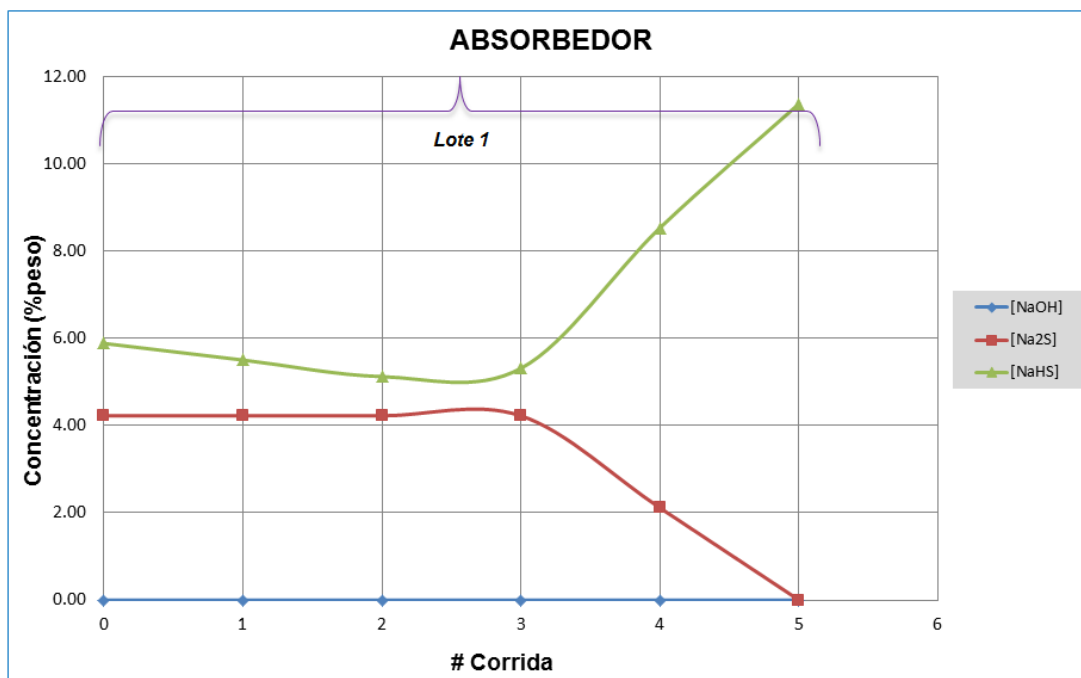
**Figura 23.** Sistema de reacción para una solución de sulfhidrato de sodio + 40kg soda cáustica en el reactor - Día: 19/11/13



**Figura 24.** Sistema de reacción para una solución de sulfhidrato de sodio + 40kg soda cáustica en el absorbedor - Día: 19/11/13



**Figura 25.** Sistema de reacción para una solución de sulfhidrato de sodio + 40kg soda cáustica en el reactor - Día: 09/12/13



**Figura 26.** Sistema de reacción para una solución de sulfhidrato de sodio + 40kg soda cáustica en el absorbedor - Día: 09/12/13



## **5.5. Pruebas experimentales en la Planta Industrial**

Después de realizadas las pruebas en la planta piloto y habiendo encontrado la concentración de trabajo para llevar a cabo el tratamiento de  $H_2S$ , se realizó una prueba con la concentración de trabajo(23%) y cuatro pruebas a nivel industrial partiendo de una solución de sulfhidrato de sodio con 240 kg de soda cáustica.

### **5.5.1. Sistema para el tratamiento de $H_2S$**

El sistema experimental utilizado para la eliminación del  $H_2S$  consiste en:

- Reactor de acero inoxidable de 1240 L.
- Absorbedor de acero inoxidable 316 con relleno de polipropileno.
- Tanque de soda cáustica de PVC 500 L.
- Bomba de recirculación de acero inoxidable para impulsar la soda cáustica hacia el absorbedor.
- Regulador de flujo.
- Equipos de control y medición.
- Tuberías, válvulas y accesorios.

En el Anexo 3.15 se aprecia el sistema de tratamiento de  $H_2S$  industrial.

### **5.5.2. Caracterización de las corrientes**

Se realizó el control de los mismos parámetros, manteniendo los intervalos de tiempo en cada medición.

- Temperatura
- Velocidad de la solución recirculante del absorbedor
- pH
- Caída de presión del gas que ingresa al reactor del sistema de tratamiento de  $H_2S$
- Velocidad de salida del  $H_2S$  del absorbedor
- 

### **5.5.3. Detalles experimentales**

Se realizó una prueba con la solución de NaOH al 23% y otras cuatro pruebas, donde la concentración de partida en cada prueba fue la solución de sulfhidrato de sodio obtenida anteriormente más 240 kg de hidróxido de sodio y de igual forma en las demás pruebas.

- **Procedimiento Experimental:**

Se formuló para una solución de 23% de NaOH y las demás se formularon a partir de una solución de sulfhidrato de sodio más 240 kg de soda cáustica al 50% en un reactor cuya capacidad es de 1 240 litros. De la solución obtenida del proceso se desaloja un peso equivalente a 240 kg para realizar la adición de soda cáustica para la nueva formulación, manteniéndose así el nivel

del reactor (capacidad de 1 100L), de igual forma para las demás pruebas. La mezcla obtenida se mantiene en constante agitación por un tiempo promedio de cuatro horas, tiempo estimado en el cual el H<sub>2</sub>S ingresa y es burbujeado en la solución, es necesario mantener el nivel de la mezcla en el reactor retirando cierto volumen de solución con la finalidad de evitar que disminuya la concentración de la solución final, así como también controlar los diferentes parámetros que influyen en el proceso (temperatura, pH, flujo de salida del gas, flujo de la solución recirculante). Los residuos de H<sub>2</sub>S (cantidad que no fue absorbida en el reactor) ingresan al absorbedor de lecho empacado para ser tratados y posteriormente eliminado al ambiente.

### Medición de parámetros

Se realizaron las siguientes mediciones

**TABLA 16.** Caracterización de las corrientes en la planta industrial

**TABLA 16.1.** Concentración de NaOH al 23%

TIEMPO (h)	TEMPERATURA			pH	
	Reactor	Solución recirculante	Absorbedor	Reactor	Absorbedor
0	38,5	21,2	22,4	12,11	13,15
1	41,9	22,3	22,5	12,01	13,11
2	44,8	22,5	23,4	11,88	12,73
3	56,1	23,1	24,9	11,68	12,55
4	60,5	22,9	27,1	11,23	12,11
5	55,1	22,1	25,1	10,55	12,10

TIEMPO (h)	Velocidad de la solución recirculante (m/s)	Medición de la caída de presión (mmH <sub>2</sub> O)	Velocidad de la salida del gas del absorbedor(m/s)
0	3,28	2,11	2,11
1	3,10	9,21	2,33
2	3,00	52,22	2,05
3	3,18	66,11	2,27
4	3,07	30,38	2,24
5	2,55	4,11	2,55

**TABLA 16.2.** Medición de temperatura del reactor

PUNTO DE MEDICIÓN	TEMPERATURA DEL REACTOR(°C)					
Concentración de NaHS (% en peso)	TIEMPO(h)					
	0	1	2	3	4	5
40% + 240kg NaOH	40,1	42,4	45,3	52,5	58,1	55,6
	36,9	39,0	44,8	50,4	48,6	49,1
	40,9	45,8	52,1	47,6	49,1	42,6
	41,3	44,3	45,8	53,4	55,9	57,1

**TABLA 16.3.** Medición de temperatura de la solución recirculante del absorbedor

PUNTO DE MEDICIÓN	TEMPERATURA DE LA SOLUCIÓN RECIRCULANTE DEL ABSORBEDOR(°C)					
Concentración de NaOH (% en peso)	TIEMPO(h)					
	0	1	2	3	4	5
40% + 240kg NaOH	24,2	25,1	24,5	23,7	27,2	26,0
	20,8	22,0	24,3	27,9	29,9	25,3
	19,5	22,4	24,6	23,5	24,9	25,1
	19,4	21,1	21,8	24,5	22,8	23,1

**TABLA 16.4.** Medición de temperatura del absorbedor

PUNTO DE MEDICIÓN	TEMPERATURA DEL ABSORBEDOR(°C)					
Concentración de NaOH (% en peso)	TIEMPO(h)					
	0	1	2	3	4	5
40% + 240kg NaOH	27,3	27,1	27,3	27,1	28,7	28,5
	21,3	23,4	25,8	30,8	34,6	35,1
	20,2	21,8	22,6	23,9	25,5	27,1
	19,9	21,5	23,3	25,5	26,0	26,8

**TABLA 16.5.** Medición de la velocidad de la solución recirculante del absorbedor

PUNTO DE MEDICIÓN	VELOCIDAD DE LA SOLUCIÓN RECIRCULANTE DEL ABSORBEDOR (m/s)					
Concentración de NaOH (% en peso)	TIEMPO(h)					
	0	1	2	3	4	5
40% + 240kg NaOH	1,06	1,11	1,08	1,12	1,11	1,05
	1,42	1,48	1,46	1,53	1,40	1,40
	1,30	1,35	1,39	1,25	1,38	1,44
	1,35	1,49	1,44	1,51	1,47	1,46

**TABLA 16.6.** Medición del pH de la solución del reactor

PUNTO DE MEDICIÓN	REACTOR					
Concentración de NaOH (% en peso)	TIEMPO(h)					
	0	1	2	3	4	5
40% + 240kg NaOH	12,60	12,36	12,32	12,16	11,69	11,52
	12,68	12,47	12,36	9,64	10,17	10,02
	12,86	12,61	12,91	12,54	12,75	12,45
	12,91	12,44	12,40	12,12	12,16	12,05

**TABLA 16.7.** Medición del pH de la solución del absorbedor

<b>PUNTO DE MEDICIÓN</b>	<b>ABSORBEDOR</b>					
Concentración de NaOH (% en peso)	TIEMPO(h)					
	0	1	2	3	4	5
40% + 240kg NaOH	13,38	12,97	13,05	12,78	12,86	12,83
	13,31	12,96	12,83	12,96	12,72	12,89
	13,65	13,45	13,24	13,12	12,98	12,87
	13,32	13,11	12,98	12,84	12,89	12,51

**TABLA 16.8.** Medición de la caída de presión

<b>PUNTO DE MEDICIÓN</b>	<b>CAÍDA DE PRESIÓN(mmH<sub>2</sub>O)</b>					
Concentración de NaOH (% en peso)	TIEMPO(h)					
	0	1	2	3	4	5
40% + 240kg NaOH	11,10	14,37	43,99	11,89	1,20	1,08
	9,43	2,86	12,67	12,92	0,74	0,11
	5,66	34,54	46,12	35,40	1,28	0,70
	3,90	62,07	13,70	47,84	0,89	0,15

**TABLA 16.9.** Medición de la velocidad de salida del gas de H<sub>2</sub>S

<b>PUNTO DE MEDICIÓN</b>	<b>VELOCIDAD DE SALIDA DEL GAS DE H<sub>2</sub>S DEL ABSORBEDOR (m/s)</b>					
Concentración de NaOH (% en peso)	TIEMPO(h)					
	0	60	120	180	240	300
40% + 240kg NaOH	1,72	2,66	2,45	2,25	1,73	1,04
	2,45	2,35	2,27	2,32	2,41	2,54
	3,30	3,08	2,76	1,87	1,36	1,58
	2,98	2,41	2,32	2,05	1,98	1,75

### **Análisis de las especies (NaOH, Na<sub>2</sub>S y NaHS)<sup>(\*)</sup>**

El análisis químico de las soluciones tanto del reactor como del absorbedor se realizó utilizando el mismo método de la planta piloto.

Las prueba con NaOH al 23% se realizó el 21/02/14 y las demás pruebas con soluciones de sulfhidrato de sodio al 40% los cuales se obtuvieron los días: 22/02/14, 12/03/14, 30/03/14 y 14/04/14 más la adición de 240 kg de soda cáustica al 50%, cabe señalar que cada solución de las fechas mencionadas se utilizaban para la siguiente prueba y así sucesivamente. En las tablas 17, 18.1, 18.2, 18.3 y 18.4 se puede apreciar la concentración en peso de cada uno de los productos resultantes de la absorción de H<sub>2</sub>S en el reactor y absorbedor piloto.

(\*) Producto de la reacción se obtiene como producto final el sulfhidrato de sodio, este se desaloja para realizar una nueva formulación. Mientras que en el absorbedor se mantiene una solución de soda cáustica que solo producirá el sulfhidrato de sodio siempre en cuando el H<sub>2</sub>S que no fue capturada en el reactor pase hacia este, y en este caso se procede a desalojar la solución obtenida para realizar una nueva formulación.

**TABLA 17.** Análisis químico de la concentración del reactor y del absorbedor  
para la solución de NaOH al 23%

Lotes: D126-P					Día: 2102/14			
# CORRIDA (hora/días)	REACTOR				ABSORBEDOR			
	[NaOH]	[Na <sub>2</sub> S]	[NaHS]	pH	[NaOH]	[Na <sub>2</sub> S]	[NaHS]	pH
0	23,32	0,89	0,00	12,11	6,11	0,58	0,00	13,15
1	23,01	1,11	0,00	12,01	5,91	1,06	0,00	13,11
2	17,11	8,21	2,98	11,88	5,91	1,07	0,00	12,73
3	6,02	14,22	9,78	11,68	5,55	1,08	0,00	12,55
4	0,00	6,14	25,11	11,23	5,12	2,02	0,00	12,11
5	0,00	1,21	31,22	10,55	4,99	2,39	0,00	12,10

**TABLA 18.** Análisis químico de la concentración del reactor y del absorbedor de  
la planta piloto a partir de soluciones de sulfhidrato de sodio más 240kg de soda  
cáustica al 50%

**TABLA 18.1.** Primera prueba

Lotes: D238-P					Día: 22/02/14			
# CORRIDA (hora/días)	REACTOR				ABSORBEDOR			
	[NaOH]	[Na <sub>2</sub> S]	[NaHS]	pH	[NaOH]	[Na <sub>2</sub> S]	[NaHS]	pH
0	0,00	14,68	22,61	12,60	3,89	1,31	0,00	13,38
1	0,00	10,52	27,22	12,36	3,90	1,57	0,00	12,97
2	0,00	7,36	31,55	12,32	4,04	1,32	0,00	13,05
3	0,00	3,68	36,83	12,16	3,92	1,58	0,00	12,78
4	0,00	1,05	40,10	11,69	3,79	1,58	0,00	12,86
5	0,00	1,04	40,10	11,21	3,55	1,58	0,00	12,85



**TABLA 18.2.** Segunda prueba

Lotes: D238-P					Día: 12/03/14			
# CORRIDA (hora/días)	REACTOR				ABSORBEDOR			
	[NaOH]	[Na <sub>2</sub> S]	[NaHS]	pH	[NaOH]	[Na <sub>2</sub> S]	[NaHS]	pH
0	0,00	8,8	29,45	12,68	4,02	1,52	0,00	13,31
1	0,00	6,53	32,32	12,47	3,88	1,77	0,00	12,96
2	0,00	3,27	37,62	12,36	3,88	1,76	0,00	12,83
3	0,00	0,00	40,98	10,17	1,81	3,79	0,00	12,96
4	0,00	0,00	40,98	9,88	0,56	4,03	1,63	12,72
5	0,00	0,00	40,98	9,64	0,00	4,04	1,63	12,66

**TABLA 18.3.** Tercera prueba

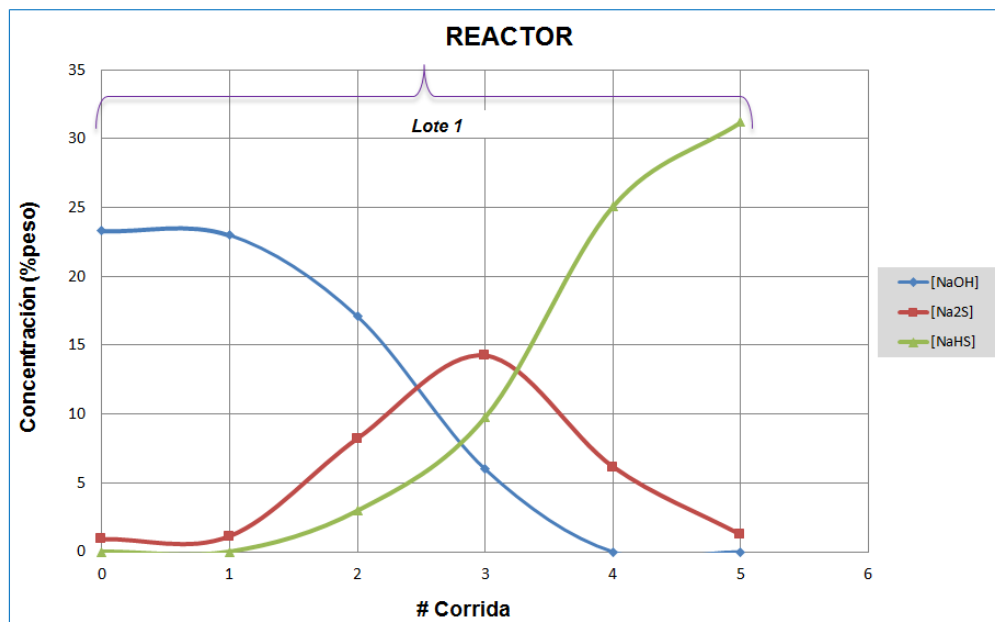
Lotes: D238-P					Día: 30/03/14			
# CORRIDA (hora/días)	REACTOR				ABSORBEDOR			
	[NaOH]	[Na <sub>2</sub> S]	[NaHS]	pH	[NaOH]	[Na <sub>2</sub> S]	[NaHS]	pH
0	0,00	16,61	20,96	12,68	6,90	0,50	0,00	13,65
1	0,00	6,31	33,51	12,61	6,90	0,50	0,00	13,45
2	0,00	5,60	35,24	12,91	6,90	0,50	0,00	13,72
3	0,00	1,35	40,78	12,34	6,90	0,50	0,00	13,55
4	0,00	1,29	40,90	12,10	6,90	0,50	0,00	13,24
5	0,00	0,88	40,91	11,66	6,90	0,50	0,00	13,12

**TABLA 18.4.** Cuarta prueba

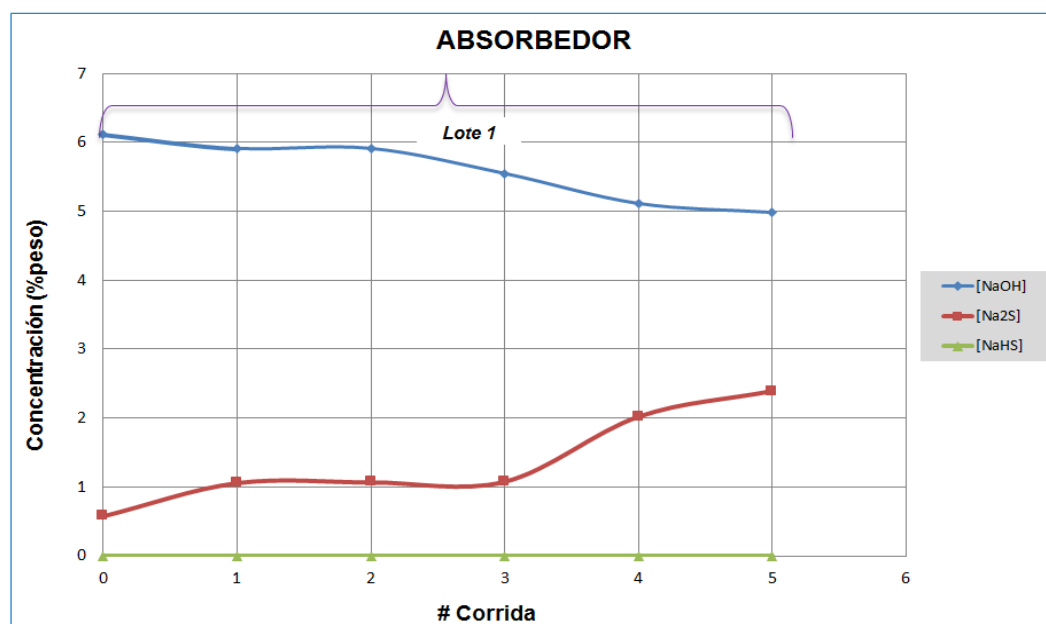
Lotes: D126-P					Día: 14/04/14			
# CORRIDA (hora/días)	REACTOR				ABSORBEDOR			
	[NaOH]	[Na <sub>2</sub> S]	[NaHS]	pH	[NaOH]	[Na <sub>2</sub> S]	[NaHS]	pH
0	0,00	17,66	18,85	12,91	6,90	0,50	0,00	13,32
1	0,00	13,6	23,52	12,44	6,90	0,50	0,00	12,98
2	0,00	8,09	30,51	12,12	6,90	0,50	0,00	13,11
3	0,00	5,30	34,62	12,09	6,90	0,50	0,00	12,84
4	0,00	2,78	37,34	11,98	6,90	0,50	0,00	12,89
5	0,00	1,21	37,66	11,76	6,90	0,50	0,00	12,88

#### 5.5.4. Discusión de resultados

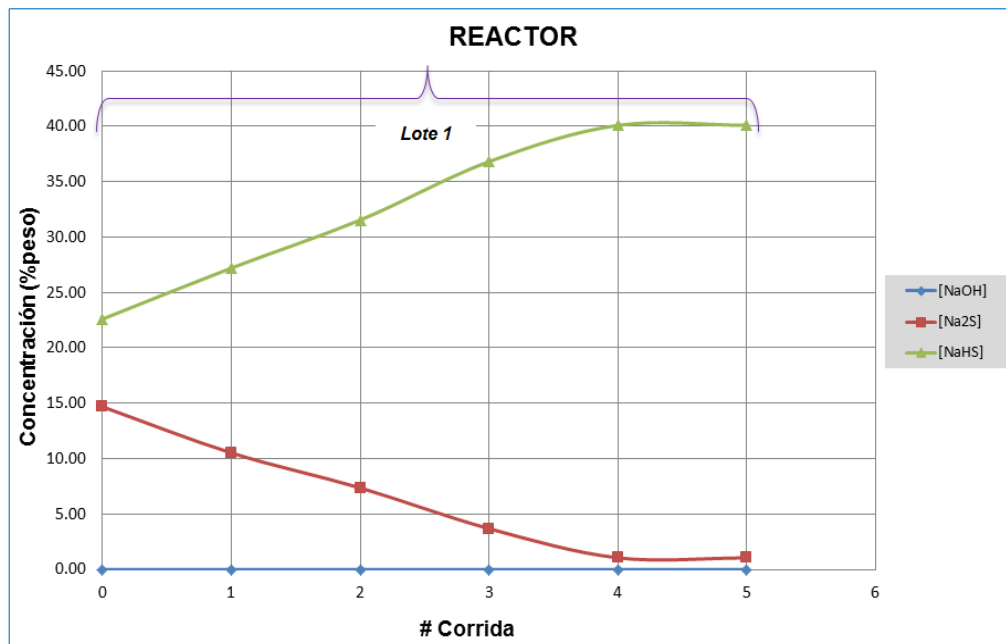
El sistema a escala industrial presenta el mismo comportamiento como se observa en las tablas y en las siguientes figuras que se presentan para las diferentes pruebas realizadas.



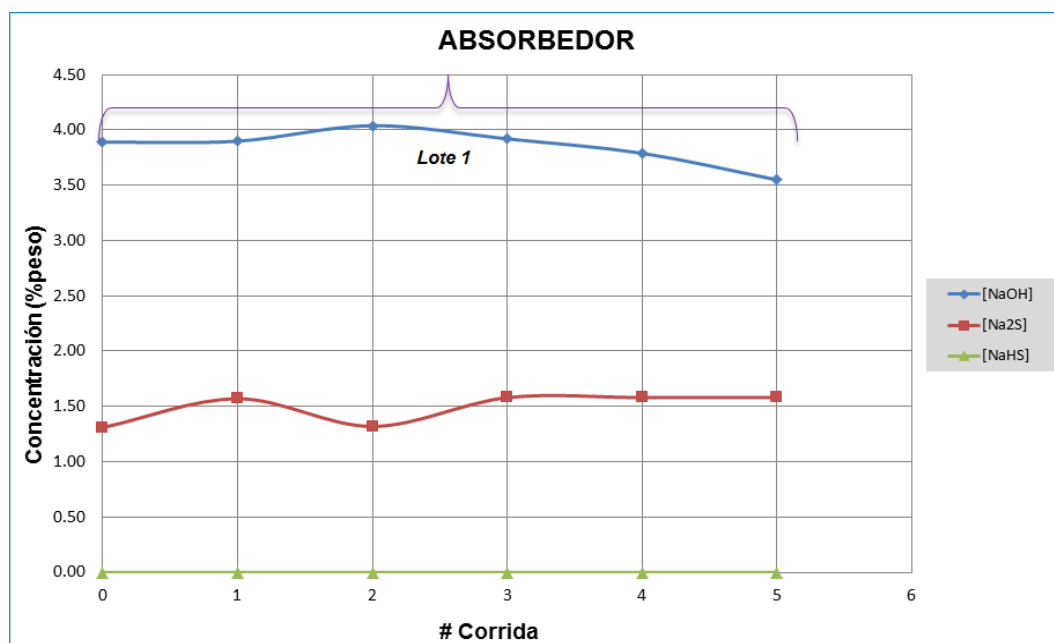
**Figura 27.** Sistema de reacción para una solución al 23% en el reactor-  
Día: 21/02/14



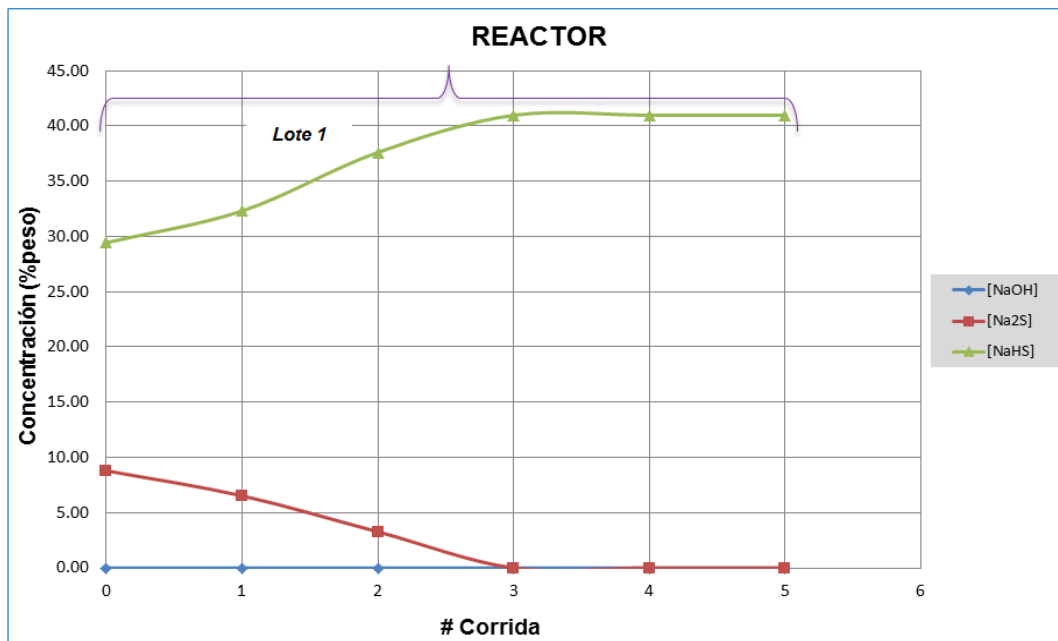
**Figura 28.** Sistema de reacción para una solución al 23% en el absorbedor -  
Día: 21/02/14



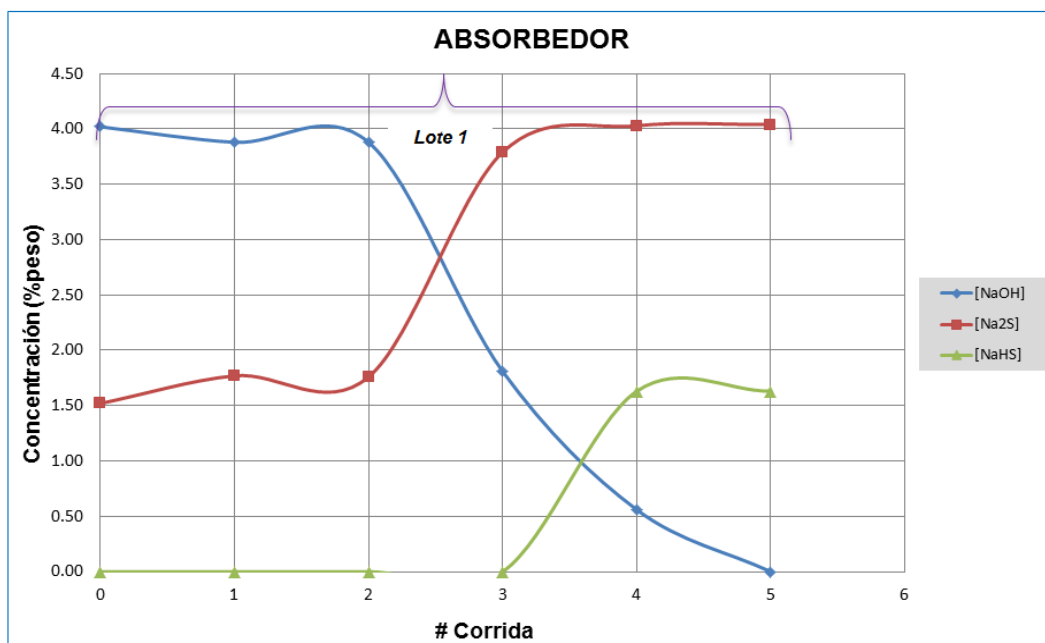
**Figura 29.** Sistema de reacción para una solución de sulfhidrato de sodio + 240kg soda cáustica en el reactor - Día: 22/02/14



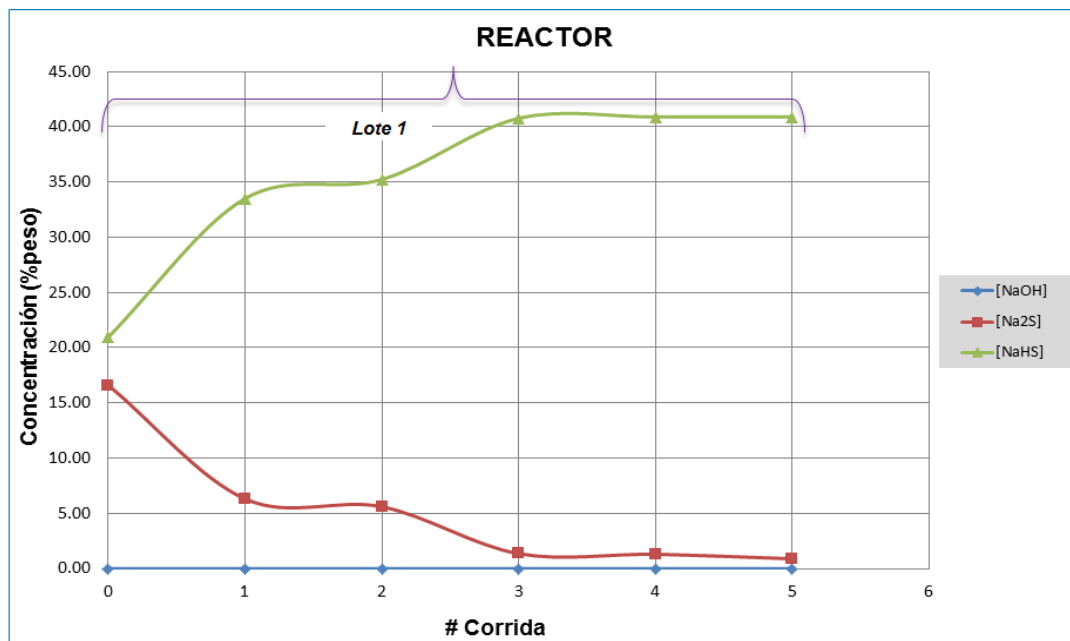
**Figura 30.** Sistema de reacción para una solución de sulfhidrato de sodio + 240 kg soda cáustica en el absorbedor - Día: 22/02/14



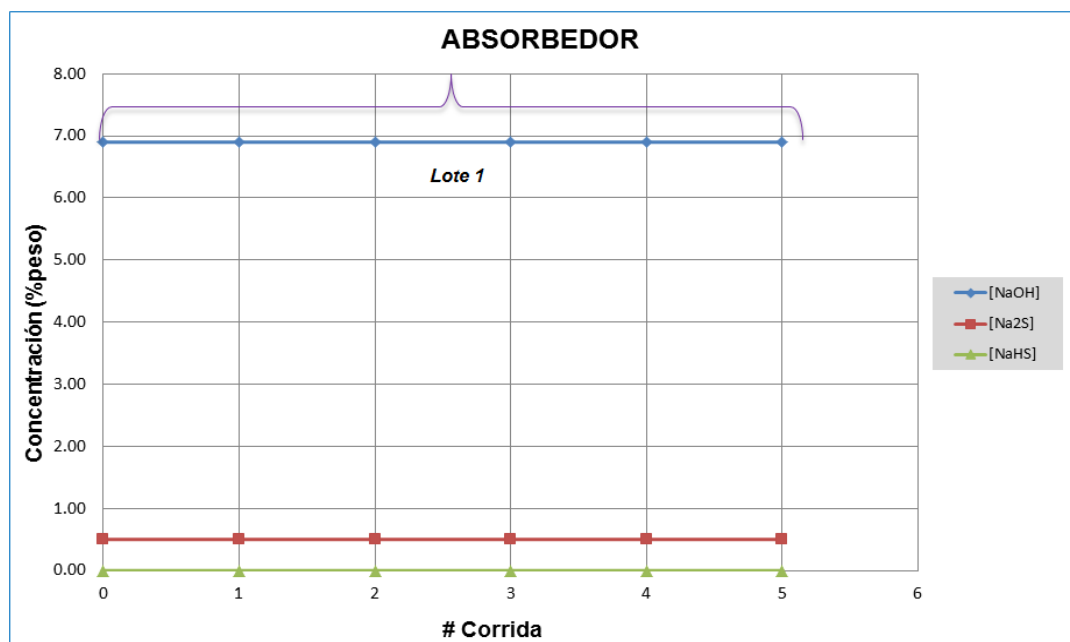
**Figura 31.** Sistema de reacción para una solución de sulfhidrato de sodio + 240 kg soda cáustica en el reactor - Día: 12/03/14



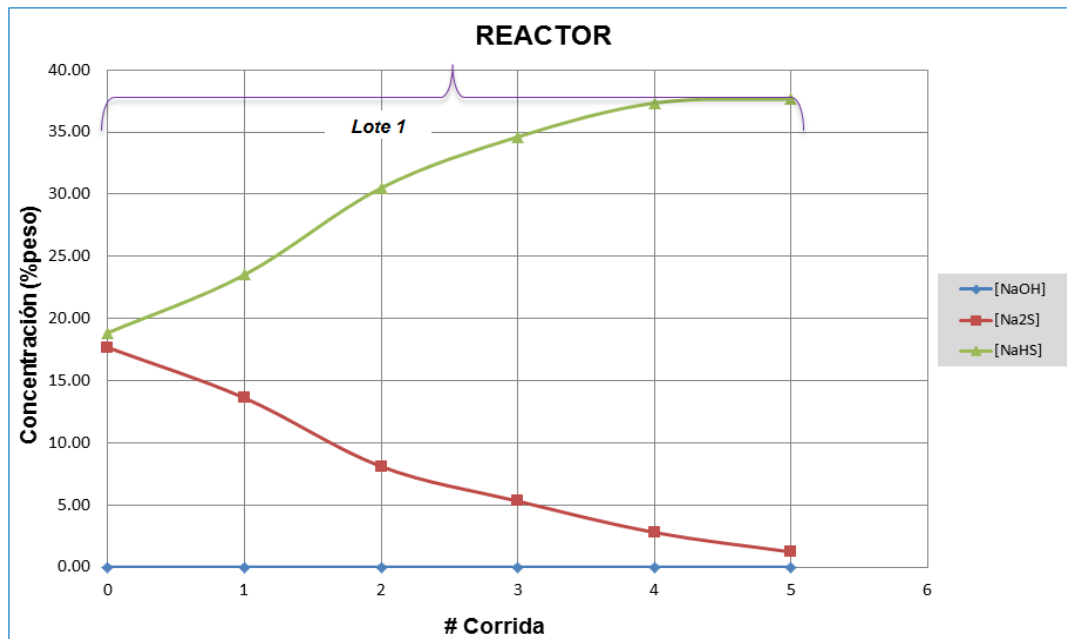
**Figura 32.** Sistema de reacción para una solución de sulfhidrato de sodio + 240 kg soda cáustica en el absorbedor - Día: 12/03/14



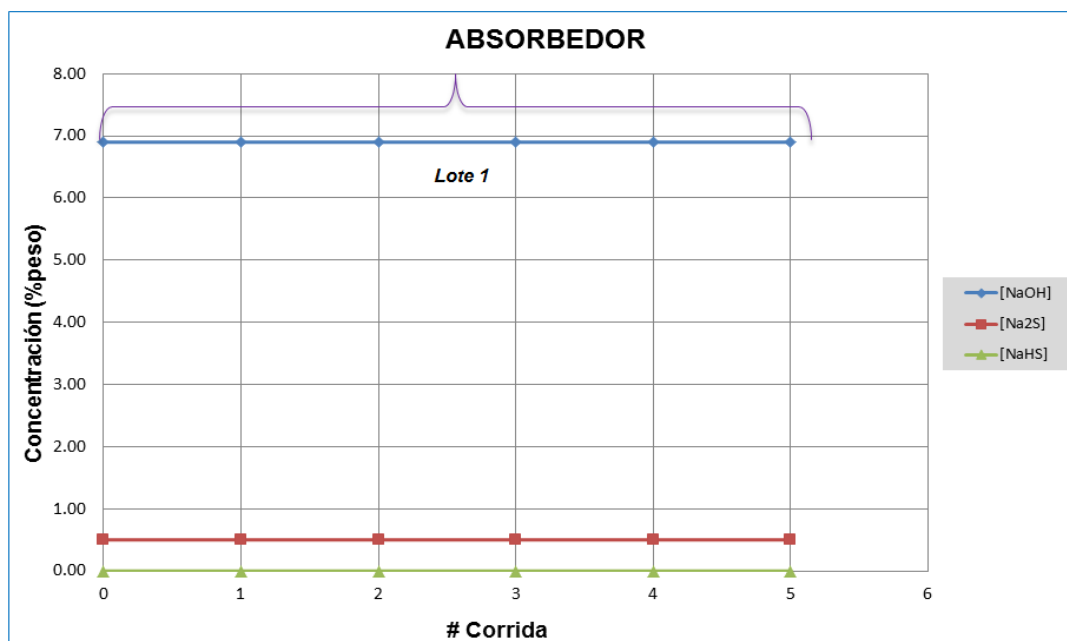
**Figura 33.** Sistema de reacción para una solución de sulfhidrato de sodio + 240 kg soda cáustica en el reactor - Día: 30/03/14



**Figura 34.** Sistema de reacción para una solución de sulfhidrato de sodio + 240 kg soda cáustica en el absorbedor - Día: 30/03/14



**Figura 35.** Sistema de reacción para una solución de sulfhidrato de sodio + 240 kg soda cáustica en el reactor - Día: 14/04/14



**Figura 36.** Sistema de reacción para una solución de sulfhidrato de sodio + 240 kg soda cáustica en el absorbedor - Día: 14/04/14

## **6. DISEÑO DEL PROCESO**

### **6.1. Proceso Químico**

La investigación y el desarrollo del presente tema de estudio aquí considerado permite describir el proceso relacionado con el tratamiento de las emisiones de  $H_2S$ ; el término proceso se emplea para describir las reacciones químicas que se llevan a cabo en un reactor y absorbedor, la reacción que ocurre libera calor (reacción exotérmica) en un valor promedio de  $40^{\circ}C$ . Estas reacciones se mantienen controladas (se controla temperatura, presión, pH, cantidad de reactivos), durante el tratamiento del  $H_2S$  con una solución de hidróxido de sodio.

Sobre la base de la experiencia acumulada en las pruebas realizadas y luego de complementar con un balance de materia del proceso en mención, se plantea la siguiente disposición de operaciones para el tratamiento de las emisiones de  $H_2S$  (Figura 45).

### **6.2. Enfoque y sustento del diseño**

Para la evaluación del proceso se han realizado pruebas con soluciones de hidróxido de sodio a diferentes concentraciones, con el propósito de encontrar la concentración de trabajo que reaccione con 5 kg/h de  $H_2S$  (en un tiempo promedio de cuatro horas ingresan 20 kg) que se genera en el proceso



de reacción del pentasulfuro de fósforo ( $P_4S_{10}$ ) y un alcohol o una mezcla de alcoholes (isopropílico, isobutanol, amílico, entre otros), dentro de un reactor piloto diseñado con una capacidad de 67 L para que luego los gases de  $H_2S$  que no fueron absorbidos en el reactor pasen a un absorbedor piloto para ser tratados y posteriormente ser emitidos al ambiente. La evaluación del proceso se realizó basándose en la absorción reactiva del  $H_2S$  con hidróxido de sodio.

La unidad de proceso a escala industrial está diseñada para trabajar con 56 kg  $H_2S$ /lote que se genera de la reacción del pentasulfuro de fósforo ( $P_4S_{10}$ ) y un alcohol o alcoholes. La producción de la planta es de seis lotes mensuales, lo que significa la generación de 336 kg de  $H_2S$  mensuales cuando la unidad opera a plena capacidad.

### 6.3. Descripción del proceso propuesto

El  $\text{H}_2\text{S}$  proveniente de la planta de producción de ácido ditiofosfórico ingresa al sistema de tratamiento empleando un soplador, haciendo que el  $\text{H}_2\text{S}$  ingrese al reactor piloto donde se hace burbujear en la soda cáustica, la solución ha sido formulada a diferentes concentraciones, la solución es agitada continuamente para facilitar la dispersión de las burbujas en el interior de este; a medida que las burbujas de gas fluyen a través de la solución ocurrirá la reacción y absorción del  $\text{H}_2\text{S}$ .

El reactor inicialmente contiene una solución de  $\text{NaOH}$  al 10%, cantidad que varía con el propósito de encontrar la concentración de trabajo; la reacción se lleva a cabo en un reactor revestido internamente de fibra de vidrio durante cuatro horas. Cabe destacar que las soluciones obtenidas de esta reacción en una primera etapa es el sulfuro de sodio y en una segunda etapa el sulfhidrato de sodio, así que el reproceso de la solución de sulfhidrato de sodio no altera la operación normal de la unidad de tratamiento.

Los gases de  $\text{H}_2\text{S}$  reaccionan para formar favorablemente  $\text{NaHS}$  hasta llegar a un pH entre 8 a 10 (Figura 4) conforme se acerque a pH 10 en el reactor y también forman el sulfuro de sodio en un rango de pH de 12 a 14 (Figura 4), en solución no pueden existir hidróxido de sodio y sulfhidrato de sodio pues ambas reaccionan entre sí.

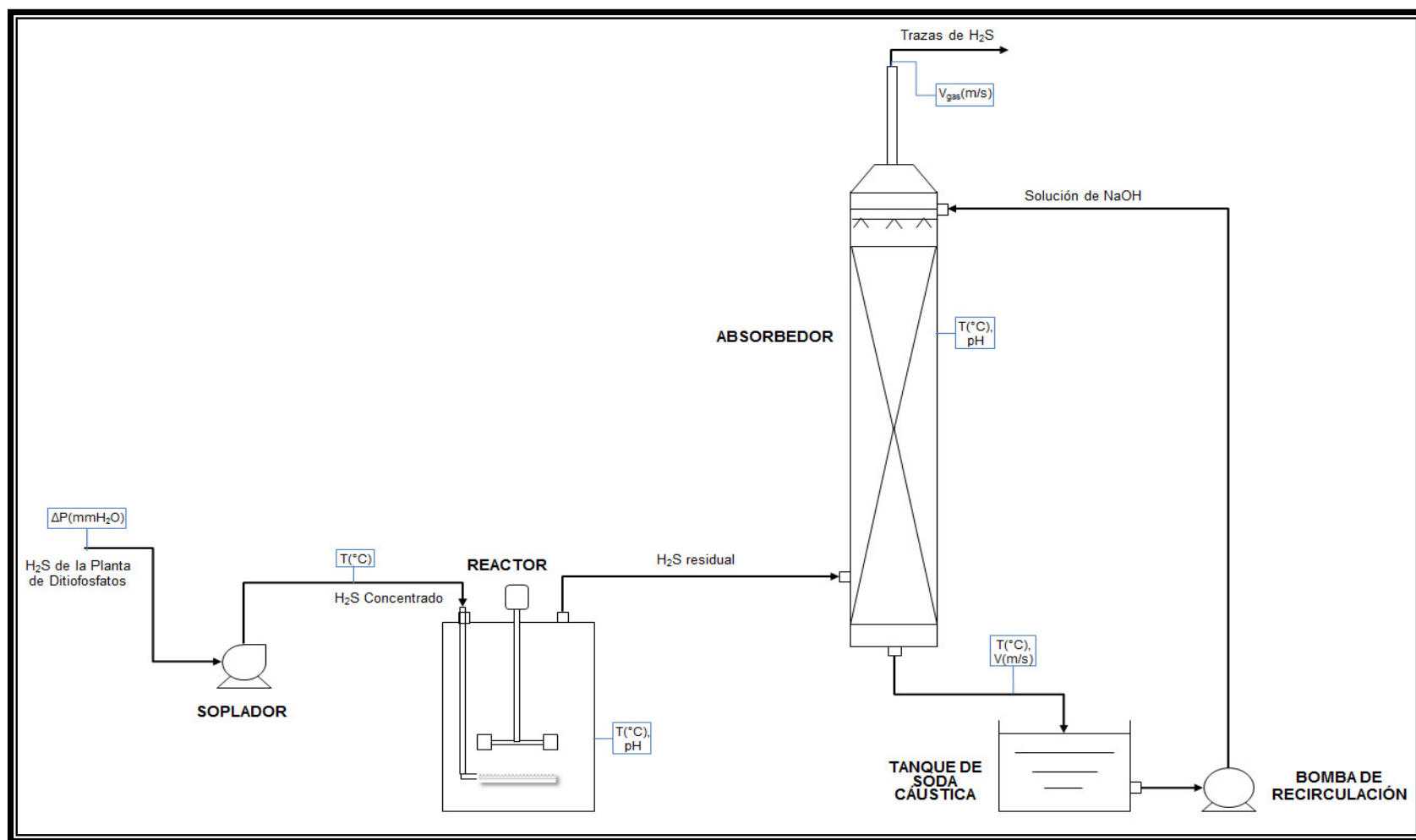
Posteriormente los gases residuales de  $H_2S$  salen por el tope del reactor e ingresan por la parte inferior del absorbedor, y se hacen burbujear en una solución acuosa de hidróxido de sodio que se hace recircular por el absorbedor de lecho empacado (relleno de polipropileno).

En el absorbedor se verifica inmediatamente la absorción y reacción de los gases de  $H_2S$  (en una solución de recirculación al 10%) conforme se sature el reactor.

Culminada la reacción, el producto obtenido en el reactor es trasvasado a un tanque de almacenamiento, mientras que la solución del absorbedor se conserva para pruebas posteriores. El producto se aprecia en el anexo 3.16.

#### **6.4. Diagrama de flujo**

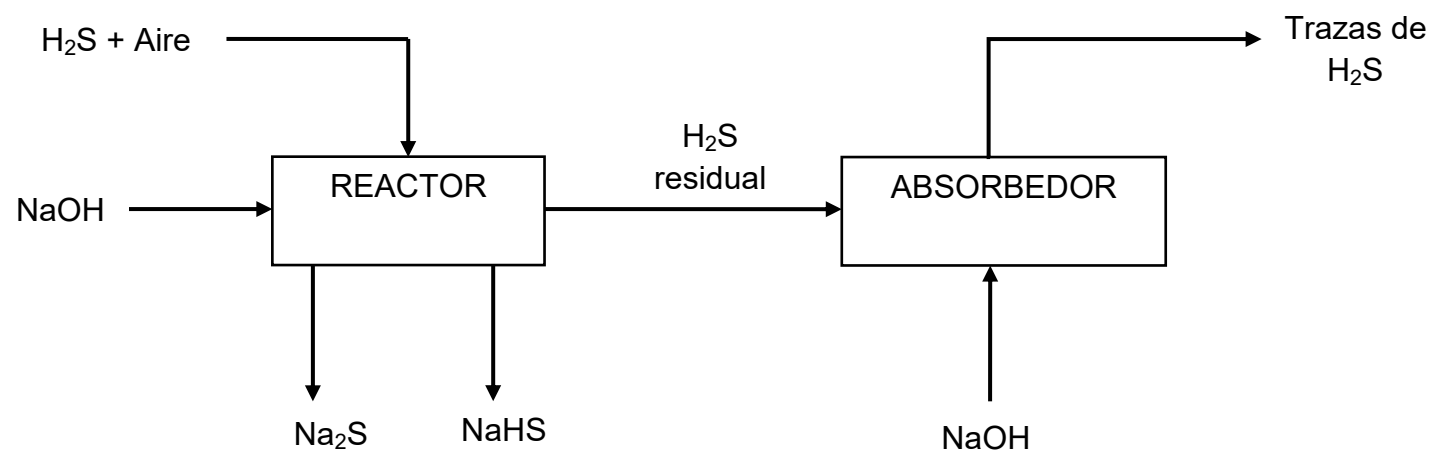
El diagrama de flujo propuesto en el desarrollo de este trabajo se muestra en la Figura N° 37.



**Figura 37.** Diagrama de flujo del proceso

### 6.5. Diagrama de bloques del proceso

<i><b>Materias Primas</b></i>	<i><b>Proceso</b></i>	<i><b>Productos</b></i>
-------------------------------	-----------------------	-------------------------



**Diagrama 2.** Diagrama de bloques del proceso

## **6.6. Balance de materia y energía**

Se ha seleccionado la operación por lotes o intermitente debido a la adición de materia prima, a causa del problema del mecanismo y velocidad de reacción que conlleva a un largo tiempo de residencia del material en el reactor, y debido a que el  $\text{H}_2\text{S}$  es burbujeado en un periodo de cuatro horas, tiempo que dura la reacción.

El balance de materia es con reacción química como se verá más adelante; los cálculos se llevaron a cabo en forma de cantidades de flujo a la entrada y a la salida de cada uno de los equipos luego del proceso de reacción (cuatro horas) para las diferentes concentraciones de hidróxido de sodio formulados en este estudio, valores que fueron medidos experimentalmente y algunos determinados mediante cálculos, los resultados están expresados en kilogramos por lote (kg/lote).

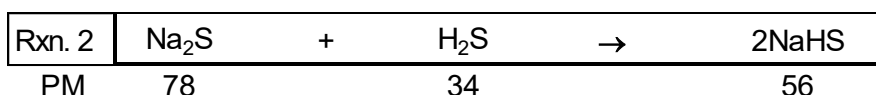
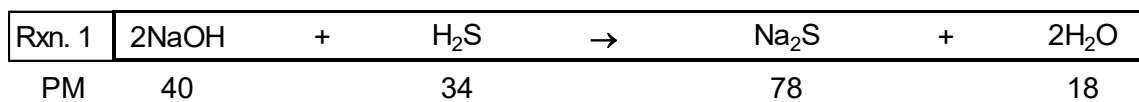
El balance de energía se realizó de acuerdo a las propiedades térmicas de cada corriente, las cuales fueron medidas experimentalmente y algunos determinados indirectamente, los resultados del balance están expresados en kilo Jolues por lote (kJ/lote).

### 6.6.1. Balance de materia con reacción química <sup>[54]</sup>

La cantidad disponible de H<sub>2</sub>S es de 15 kg/lote.

En el proceso se dan las dos reacciones, donde se obtienen como productos el sulfuro de sodio y el sulfhidrato de sodio. Sin embargo, dependiendo de la concentración de solución de hidróxido de sodio se obtiene como producto final solo el sulfhidrato de sodio concentrado, como se apreciará más adelante.

A continuación se muestran las reacciones<sup>[13]</sup> que se generan en el reactor así como en el absorbedor:



### Ecuaciones

$$N_s^{salida} - N_s^{entrada} = r_i \dots \dots \dots (I)$$

La ecuación (I), es la ecuación general para un balance con reacciones químicas.

Donde:

$N_s$ : entrada o salida al reactor.

$r_i$ : razón de producción/consumo de una especie(s) determinada(s).

$$N^{salida}(NaOH) = N^{entrada}(NaOH) - 2r_1 \dots\dots\dots (I)$$

$$N^{salida}(Na_2S) = N^{entrada}(Na_2S) + r_1 - r_2 \dots\dots\dots (II)$$

$$N^{salida}(NaHS) = N^{entrada}(NaHS) + 2r_2 \dots\dots\dots (III)$$

$$N^{salida}(H_2S) = N^{entrada}(H_2S) - r_1 - r_2 \dots\dots\dots (IV)$$

El valor de  $r_i$ , será positivo si es un producto y negativo si es un reactivo.

### **BALANCE EN EL REACTOR PILOTO**

Los cálculos están referidos a una solución de hidróxido de sodio al 23%, concentración necesaria para lograr el objetivo planteado.

#### **Cálculo de la soda cáustica requerida:**

*Base de cálculo:* 65,58 kg solución inicial (formulación) y la concentración inicial del hidróxido de sodio de 23,43% en peso (determinado experimentalmente)

$$NaOH = 65,58kg * 0,2343 = 15,37kgNaOH / lote$$

#### **Cálculo del sulfuro de sodio:**

El sulfuro de sodio se obtiene de la primera reacción.

*Base de cálculo:* 65,58 kg solución inicial (formulación) y la concentración inicial del sulfuro de sodio de 1,33 % en peso (determinado experimentalmente)

$$Na_2S = 65,58kg * 0,0133 = 0,87kgNa_2S / lote$$



### **Cálculo del sulfhidrato de sodio:**

El sulfhidrato de sodio se obtiene de la segunda reacción.

Con las ecuaciones correspondientes se determina la cantidad producida la cual fue de 22,76 kg/lote.

Los valores del balance fueron determinadas usando las ecuaciones del (I) al (IV).

A continuación se presentan las siguientes tablas, donde se encuentran los valores del balance de materia en el reactor y en el absorbedor para las diferentes concentraciones de solución de hidróxido de sodio.

**TABLA 19.** Resumen del balance de materia en el reactor.

**TABLA 19.1.** Solución de hidróxido de sodio al 10%

<b>Componente</b>	<b>Carga de entrada (moles/lote)</b>	<b>Carga de entrada (kg/lote)</b>	<b>Carga de salida (moles/lote)</b>	<b>Carga de salida (kg/lote)</b>
NaOH	0,16	6,27	0,00	0,00
Na <sub>2</sub> S	0,01	0,88	0,00	0,00
NaHS	0,00	0,00	0,18	10,05
H <sub>2</sub> S	0,44	15,00	0,27	9,28
H <sub>2</sub> O	2,52	45,28	2,67	48,10
<b>Total</b>	<b>3,12</b>	<b>67,44</b>	<b>3,12</b>	<b>67,44</b>

**TABLA 19.2.** Solución de hidróxido de sodio al 12%

Componente	Carga de entrada (moles/lote)	Carga de entrada (kg/lote)	Carga de salida (moles/lote)	Carga de salida (kg/lote)
NaOH	0,19	7,64	0,00	0,00
Na <sub>2</sub> S	0,01	0,44	0,00	0,00
NaHS	0,00	0,00	0,20	11,33
H <sub>2</sub> S	0,44	15,00	0,24	8,31
H <sub>2</sub> O	2,43	43,69	2,62	47,12
<b>Total</b>	<b>3,07</b>	<b>66,77</b>	<b>3,06</b>	<b>66,77</b>

**TABLA 19.3.** Solución de hidróxido de sodio al 15%

Componente	Carga de entrada (moles/lote)	Carga de entrada (kg/lote)	carga de salida (moles/lote)	Carga de salida (kg/lote)
NaOH	0,21	8,29	0,00	0,00
Na <sub>2</sub> S	0,02	1,33	0,00	0,00
NaHS	0,00	0,00	0,24	13,52
H <sub>2</sub> S	0,44	15,00	0,22	7,37
H <sub>2</sub> O	2,45	44,10	2,66	47,83
<b>Total</b>	<b>3,12</b>	<b>68,72</b>	<b>3,12</b>	<b>68,72</b>

**TABLA 19.4.** Solución de hidróxido de sodio al 20%

Componente	Carga de entrada(moles/lote)	Carga de entrada(kg/lote)	Carga de salida(moles/lote)	Carga de salida(kg/lote)
NaOH	0,30	11,87	0,00	0,00
Na <sub>2</sub> S	0,01	0,76	0,00	0,00
NaHS	0,00	0,00	0,32	17,71
H <sub>2</sub> S	0,44	15,00	0,13	4,58
H <sub>2</sub> O	2,21	39,86	2,51	45,20
<b>Total</b>	<b>2,96</b>	<b>67,49</b>	<b>2,96</b>	<b>67,49</b>

**TABLA 19.5.** Solución de hidróxido de sodio al 23%

Componente	carga de entrada (moles/lote)	Carga de entrada (kg/lote)	Carga de salida (moles/lote)	carga de salida (kg/lote)
NaOH	0,38	15,37	0,00	0,00
Na <sub>2</sub> S	0,01	0,87	0,00	0,00
NaHS	0,00	0,00	0,41	22,76
H <sub>2</sub> S	0,44	15,00	0,05	1,56
H <sub>2</sub> O	1,94	34,84	2,32	41,76
<b>Total</b>	<b>2,77</b>	<b>66,08</b>	<b>2,77</b>	<b>66,08</b>

**TABLA 19.6.** Razón de producción/consumo por cada concentración de solución de hidróxido de sodio

Concentración	Razón de la primera reacción( $r_1$ )	Razón de la segunda reacción( $r_2$ )
10	0,08	0,09
12	0,10	0,10
15	0,10	0,12
20	0,15	0,16
23	0,19	0,20

**TABLA 19.7.** Porcentaje de absorción de sulfuro de hidrógeno por cada concentración de solución de hidróxido de sodio

Concentración	Porcentaje de absorción de H <sub>2</sub> S (%)
10	38,12
12	44,59
15	50,87
20	69,49
23	89,61

**TABLA 20.** Resumen del balance de materia en el absorbedor.

**TABLA 20.1.** Solución de hidróxido de sodio al 10%

Componente	Carga de entrada (moles/lote)	carga de entrada (kg/lote)	Carga de salida (moles/lote)	Flujo de salida (kg/lote)
NaOH	0,11	4,20	0,00	0,00
Na <sub>2</sub> S	0,01	0,48	0,00	0,00
NaHS	0,00	0,00	0,12	6,57
H <sub>2</sub> S	0,27	9,28	0,16	5,50
H <sub>2</sub> O	2,00	36,08	2,11	37,97
<b>Total</b>	<b>2,39</b>	<b>50,04</b>	<b>2,39</b>	<b>50,04</b>

**TABLA 20.2.** Solución de hidróxido de sodio al 12%

Componente	Carga de entrada (moles/lote)	Carga de entrada (kg/lote)	Carga de salida (moles/lote)	Carga de salida (kg/lote)
NaOH	0,11	4,55	0,00	0,00
Na <sub>2</sub> S	0,00	0,05	0,00	0,00
NaHS	0,00	0,00	0,12	6,45
H <sub>2</sub> S	0,24	8,31	0,13	4,42
H <sub>2</sub> O	1,97	35,42	2,08	37,47
<b>Total</b>	<b>2,33</b>	<b>48,34</b>	<b>2,3</b>	<b>48,34</b>

**TABLA 20.3.** Solución de hidróxido de sodio al 15%

Componente	Carga de entrada (moles/lote)	Carga de entrada(kg/lote)	Carga de salida(moles/lote)	Carga de salida(kg/lote)
NaOH	0,11	4,36	0,00	0,00
Na <sub>2</sub> S	0,00	0,12	0,00	0,00
NaHS	0,00	0,00	0,11	6,27
H <sub>2</sub> S	0,22	7,37	0,11	3,61
H <sub>2</sub> O	1,92	34,54	2,03	36,51
<b>Total</b>	<b>2,25</b>	<b>46,39</b>	<b>2,25</b>	<b>46,39</b>

**TABLA 20.4.** Solución de hidróxido de sodio al 20%

Componente	Carga de entrada (moles/lote)	Carga de entrada (kg/lote)	Carga de salida (moles/lote)	Carga de salida (kg/lote)
NaOH	0,11	4,24	0,00	0,00
Na <sub>2</sub> S	0,00	0,29	0,00	0,00
NaHS	0,00	0,00	0,11	6,35
H <sub>2</sub> S	0,13	4,58	0,02	0,84
H <sub>2</sub> O	1,92	34,55	2,03	36,46
<b>Total</b>	<b>2,16</b>	<b>43,66</b>	<b>2,16</b>	<b>43,66</b>

**TABLA 20.5.** Solución de hidróxido de sodio al 23%

Componente	Carga de entrada (moles/lote)	Carga de entrada (kg/lote)	Carga de salida (moles/lote)	Carga de salida (kg/lote)
NaOH	0,12	4,75	0,01	0,46
Na <sub>2</sub> S	0,00	0,34	0,05	4,12
H <sub>2</sub> S	0,05	1,56	0,00	0,00
H <sub>2</sub> O	1,86	33,53	1,98	35,60
<b>Total</b>	<b>2,03</b>	<b>40,18</b>	<b>2,04</b>	<b>40,18</b>

**TABLA 20.6.** Razón de producción/consumo por cada concentración de solución de hidróxido de sodio

Concentración	Razón de la primera reacción( $r_1$ )	Razón de la segunda reacción( $r_2$ )
10	0,05	0,06
12	0,06	0,06
15	0,05	0,06
20	0,05	0,06
23	0,05	-----

En la Tabla 20.6 se observa que no existe la segunda reacción ( $r_2$ ) para la concentración de 23%, porque el mayor porcentaje de  $H_2S$  queda absorbido en el reactor y el remanente ingresa al absorbedor para su emisión final, de ahí que solo se da la conversión hasta sulfuro de sodio ( $r_1$ ).

**TABLA 20.7.** Porcentaje de absorción de  $H_2S$  por cada concentración de solución de hidróxido de sodio

Concentración	Porcentaje de absorción de $H_2S$ (%)
10	3,78
12	3,89
15	3,76
20	3,73
23	1,56

### 6.6.2. Balance de energía con reacción química <sup>[54]</sup>

El balance de energía se realiza solo en el reactor, donde ocurre el mayor porcentaje de absorción y por lo tanto hay un cambio de temperatura debido a la pérdida o ganancia de calor del sistema (reactor), mientras que en el absorbedor se trata el remanente de los gases provenientes del primer sistema, por lo que el calor se mantiene constante en este. De la misma manera que en el balance de materia se tratará como un sistema con reacción química.

El balance de energía está referido a la concentración de soda cáustica al 23%.

La ecuación general del balance de energía para un proceso por lotes viene dado de la siguiente forma:

$$\dot{Q} - \dot{W}_s = \Delta U + \Delta \dot{E}_k + \Delta \dot{E}_p \dots \dots \dots (1)$$

Donde:

$\dot{Q}$ : calor o energía que fluye entre el sistema y alrededores, el calor se define como positivo cuando se transfiere de los alrededores al sistema.

$\dot{W}_s$ : trabajo o energía que fluye en respuesta a cualquier fuerza impulsora que no sea una diferencia de temperatura, como una fuerza, un torque o un voltaje. El trabajo se define como positivo cuando el sistema lo realiza sobre sus alrededores, en caso contrario negativo.

$\Delta \dot{E}_k$ : energía cinética, la cual se debe al movimiento traslacional del sistema.

$\Delta \dot{E}_p$ : energía potencial, ocasionada por la posición del sistema gravitacional.

$\Delta U$ : energía interna, todas las que posee un sistema además de sus energías cinética y potencial.

**TABLA 21.** Temperatura de los componentes a la entrada y salida en el reactor

Componente	Temperatura de entrada(°C)	Temperatura de salida(°C)
NaOH	21,8	----
Na <sub>2</sub> S	-----	40,0
NaHS	-----	40,0
H <sub>2</sub> S	21,8	19,0
H <sub>2</sub> O	21,8	40,0

**TABLA 22.** Calor estándar de formación de los compuestos (25°C y 1atm)<sup>[44]</sup>

Componente	Calor de formación $\Delta H_f$ (kJ/mol)
NaOH <sub>(ac)</sub>	-469,46
Na <sub>2</sub> S <sub>(ac)</sub>	-447,57
NaHS <sub>(ac)</sub>	-257,91
H <sub>2</sub> S <sub>(g)</sub>	-20,18
H <sub>2</sub> O <sub>(l)</sub>	-286,02

El cambio de entalpia asociado con la formación de 1 mol del compuesto a la temperatura y presión de referencia (por lo general 25°C y 1atm) es el calor estándar de formación de éste.



### Referencia:

$\text{H}_2\text{S}_{(\text{g})}$ ,  $\text{NaOH}_{(\text{ac})}$ ,  $\text{H}_2\text{O}_{(\text{l})}$ ,  $\text{NaHS}_{(\text{ac})}$ ,  $\text{Na}_2\text{S}_{(\text{ac})}$  a 21,8°C y 1atm.

#### 6.6.2.1. BALANCE DE ENERGÍA EN EL REACTOR PILOTO:

De la ecuación 1, se considera para este sistema

- La energía interna( $\Delta U$ ) se expresa en términos de su relación con la entalpía( $\Delta H$ )

$$\Delta H = \Delta U + \Delta PV$$

Como el cambio de presión es despreciable la expresión se reduce a

$$\Delta H = \Delta U$$

#### 1.- Primer paso:

**Cálculo de entalpías ( $\Delta \hat{H}$ ):**

$$\Delta \hat{H} = m \int_{T_1}^{T_2} C_p(T) dT \dots (\alpha)$$

Donde:

$C_p$ : capacidad calorífica (kJ/kg°C)

$m$ : flujo másico(kg/h)

$T$ : temperatura (°C)

A continuación se muestra las siguientes tablas que corresponden a las entalpías de entrada y salida.

**TABLA 23.** Tabla de entalpía de entrada y salida

Sustancia	$nH_{\text{entrada}}(\text{kJ/h})$	$nH_{\text{salida}}(\text{kJ/h})$
NaOH	0	----
Na <sub>2</sub> S	-----	0
NaHS	-----	185,78
H <sub>2</sub> S	0	-0.38
H <sub>2</sub> O	0	267,73

Las entalpías a la entrada son cero, porque se encuentra a la temperatura y presión de referencia.

Estas entalpías son insignificantes comparadas con las entalpías de reacción, debido a la pequeña variación de temperatura (desde 21,8°C a 40°C), por tal razón se considera solamente la entalpía de reacción.

## 2.- Segundo paso:

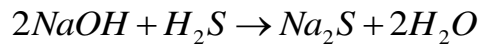
### Cálculo del calor de reacción ( $\Delta\hat{H}_r$ ):

El **calor de reacción**, es el cambio de entalpía para un proceso en el cual las cantidades estequiométricas de reactivos a temperatura T y presión P reaccionarán en su totalidad en una reacción única, para formar productos a las mismas temperatura y presión.

$$\Delta \hat{H}_r(T_r) = \xi \Delta \hat{H}_{ri}(25^\circ C) + \sum n_{salida} H_{salida} - \sum n_{entrada} H_{entrada} \dots (2)$$

De la ecuación general (2), se tiene el cálculo del calor de reacción de ambas reacciones.

**a. Calor de reacción de la primera reacción:**



• **Calor estándar de reacción ( $\Delta \hat{H}_r$ ):**

$$\Delta \hat{H}_r(25^\circ C, 1atm) = H_{f \text{ productos}} - H_{f \text{ reactivos}}$$

Donde:

**H:** calor estándar de formación (kJ/mol)

$$\Delta \hat{H}_r(25^\circ C, 1atm) = H_{f Na_2S} + 2 * H_{f H_2O} - H_{f H_2S} - 2 * H_{f NaOH}$$

Usando los valores de la tabla 22, se tiene:

$$\Delta \hat{H}_r(25^\circ C, 1atm) = -447,57 kJ/mol + (2 * -286,02 kJ/mol) - (-20,18 kJ/mol) - (2 * -469,46 kJ/mol)$$

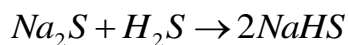
$$\Delta \hat{H}_r(25^\circ C, 1atm) = -60,51 kJ/mol$$

- **Calor de reacción a la temperatura de referencia  $\Delta\hat{H}_r = (21,8^\circ\text{C})$ :**

$$\begin{aligned}\Delta\hat{H}_{r1}(21,8^\circ\text{C}) &= \Delta\hat{H}_{ri}(25^\circ\text{C}) + \int_{25}^{21,8} C_{p_{\text{Na}_2\text{S}}} dT + 2 \int_{25}^{21,8} C_{p_{\text{H}_2\text{O}}} dT \\ &\quad - \int_{25}^{21,8} C_{p_{\text{H}_2\text{S}}} dT - 2 \int_{25}^{21,8} C_{p_{\text{NaOH}}} dT \\ \Delta\hat{H}_{r1}(21,8^\circ\text{C}) &= -60,51 \text{ kJ/mol} + (0,2903 \text{ kJ/mol}^\circ\text{C}) * (21,8 - 25)^\circ\text{C} + \\ &\quad 2 * 75,4 * 10^{-3} \text{ kJ/mol}^\circ\text{C} * (21,8 - 25)^\circ\text{C} - \\ &\quad \int_{25}^{21,8} (33,51 * 10^{-3} + 1,547 * 10^{-5} * T + 0,3012 * 10^{-8} T^2 + (-3,292 * 10^{-12} * T^3) - \\ &\quad 2 * 0,1313 \text{ kJ/mol}^\circ\text{C} * (21,8 - 25)^\circ\text{C}\end{aligned}$$

$$\Delta\hat{H}_{r1}(21,8^\circ\text{C}) = -60,97 \text{ kJ/mol}$$

- b. Calor de reacción de la segunda reacción:**



- **Calor estándar de reacción ( $\Delta\hat{H}_r$ ):**

$$\Delta\hat{H}_r(25^\circ\text{C}, 1\text{atm}) = H_{f \text{ productos}} - H_{f \text{ reactivos}}$$

Donde:

**H:** calor estándar de formación (kJ/mol)

$$\Delta\hat{H}_r(25^\circ\text{C}, 1\text{atm}) = 2 * H_{f \text{ NaHS}} - H_{f \text{ H}_2\text{S}} - H_{f \text{ Na}_2\text{S}}$$

Usando los valores de la tabla 22, se tiene:

$$\Delta \hat{H}_r(25^\circ\text{C}, 1\text{atm}) = (2 * -257,91\text{kJ/mol}) - (-20,18\text{kJ/mol}) - (-447,57\text{kJ/mol})$$

$$\Delta \hat{H}_{r_2}(21,8^\circ\text{C}) = \Delta \hat{H}_{r_i}(25^\circ\text{C}) + 2 \int_{25}^{21,8} C_{p_{\text{NaHS}}} dT - \int_{25}^{21,8} C_{p_{\text{H}_2\text{S}}} dT - \int_{25}^{21,8} C_{p_{\text{Na}_2\text{S}}} dT$$

$$\Delta \hat{H}_r(25^\circ\text{C}, 1\text{atm}) = -48,07\text{kJ/mol}$$

- **Calor de reacción a la temperatura de referencia  $\Delta \hat{H}_r = (21,8^\circ\text{C})$ :**

$$\begin{aligned} \Delta \hat{H}_{r_2}(21,8^\circ\text{C}) = & -48,07\text{kJ/mol} + 2 * (0,3014\text{kJ/mol}^\circ\text{C}) * (21,8 - 25)^\circ\text{C} - \\ & - 0,1084\text{kJ/mol} - 0,2903\text{kJ/mol} * (21,8 - 25)^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\Delta \hat{H}_{r_2}(21,8^\circ\text{C}) = -48,96\text{kJ/mol}$$

### 3.- Tercer paso:

#### Cálculo del grado de avance de la reacción ( $\xi$ ):

El **grado de avance**, se define como medida del avance que alcanzó una reacción.

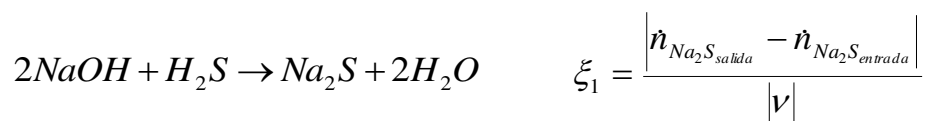
$$\xi = \frac{|\dot{n}_{salida} - \dot{n}_{entrada}|}{|\nu|}$$

Donde:

$n$ : es el número de moles de la especie que entra o sale del reactor

$\nu$ : es el coeficiente estequiométrico de la especie (negativo para reactivos y positivo para productos )

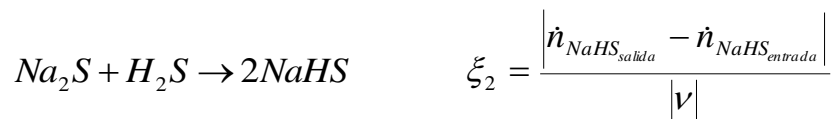
- **Avance de la primera reacción**



$$\xi_1 = \frac{192,05 \text{ mol} / 12 \text{ h} - 0}{1}$$

$$\xi_1 = 16,00 \text{ mol} / \text{h}$$

- **Avance de la segunda reacción**



$$\xi_2 = \frac{406,43 \text{ mol} / 12 \text{ h} - 0}{2}$$

$$\xi_2 = 16,93 \text{ mol} / \text{h}$$

Entonces:

El balance de energía en el reactor viene dado de la siguiente forma

$$Q = \Delta \dot{H} = \xi \Delta \hat{H}_r + \sum n_{salida} H_{salida} - \sum n_{entrada} H_{entrada}$$

$$Q = \Delta \dot{H} = \xi \Delta \hat{H}_r$$

$$Q = \Delta \dot{H} = 16,00 \text{ mol} / h * (-60,97 \text{ kJ} / \text{mol}) + 16,93 \text{ mol} / h * (-48,96 \text{ kJ} / \text{mol})$$

$$Q = \Delta \dot{H} = -1041,41 \text{ kJ} / h$$

#### 6.6.2.2. CÁLCULO DEL TRABAJO REALIZADO POR EL AGITADOR<sup>[55]</sup>:

La solución dentro del reactor es impulsada por un motor eléctrico que a su vez impulsa al agitador.

El agitador es de tipo turbina de seis paletas.

Los cálculos están referidos a la concentración de soda cáustica al 23%.

##### Primer paso:

**Cálculo del número de Reynolds (Re):**

$$\text{Re} = \frac{n D_i^2 \rho}{\mu}$$

Donde:

$n$ : revoluciones del agitador(rps)

$D_i$ : diámetro del agitador (m)

$\rho$ : densidad de la solución(kg/m<sup>3</sup>)

$\mu$ : viscosidad de la solución (kg/m-s)

Reemplazando:

$$Re = \frac{14,3rps * 0,12^2 m^2 * 1263,5kg / m^3}{0,0068kg / m - s}$$

$$Re = 38262$$

El flujo es turbulento,

Se tiene la gravedad:  $g = 9,81m / s^2$

### **Segundo paso:**

#### **Cálculo de la potencia requerida por el agitador<sup>[56]</sup>:**

En el gráfico (Anexo 2.12), para un número de Reynolds de 38 262 y para una turbina de seis paletas planas, el valor del número de potencia ( $\phi$ ) es siete, que en general es solo función del número de Reynolds.

Entonces la potencia viene dada de la siguiente forma:

$$P = \frac{\phi \rho n^3 D_i^5}{g} \dots\dots(3)$$



Reemplazando en 3:

$$P = \frac{7 * 1263,5 \text{ kg} / \text{m}^3 * (14,3^3) (\text{rps}^3) * (0,12^5) \text{m}^5}{9,81 \text{m} / \text{s}^2}$$

$$P = 65,60 \text{ kg} - \text{m} / \text{s} = 0,64 \text{ kW}$$

Si se sabe que  $1 \text{ kW} = 1\,000 \text{ J/s}$

Entonces la potencia del agitador será:

$$P = 640 \text{ J} / \text{s} = 2304 \text{ kJ} / \text{h}$$

El tiempo del proceso es de cuatro horas; calculando el trabajo del agitador:

$$W = P * t$$

$$W = 2304 \text{ kJ} / \text{h} * 4 \text{ h}$$

$$W = -9216 \text{ kJ}$$

Reemplazando en la ecuación general (1) se tiene:

$$\dot{Q} - \dot{W}_s = \Delta \dot{H} + \Delta \dot{E}_K + \Delta \dot{E}_P$$

$$\dot{Q} = \Delta \dot{H} + \dot{W}_s$$

Donde:

$\Delta E_K$ : 0, despreciando los cambios de cinética.

$\Delta E_P$ : 0, despreciable, a menos que haya desplazamiento a grandes alturas.

Se tiene:

$$\dot{Q} = (-1804,41 \text{ kJ} / \text{h} * 4 \text{ h}) + (-9216 \text{ kJ})$$

$$\dot{Q} = -16433,64 \text{ kJ}$$

### 6.6.2.3. CÁLCULO DEL AGUA DE ENFRIAMIENTO:

**Base:** 4 horas de operación

**TABLA 24.** Datos de temperatura y capacidad calorífica del agua y de la solución

Temperatura entrada de la solución (°C)	21,8
Temperatura salida de la solución (°C)	40,0
Capacidad calorífica de la solución $C_p$ (kJ/kg°C)	5,382
Temperatura entrada del agua (°C)	20,5
Temperatura salida del agua (°C)	26,6
Capacidad calorífica del agua $C_p$ (kJ/kg°C) <sup>[57]</sup>	4,184

El valor de capacidad calorífica de la solución se determinó experimentalmente mediante un método calorimétrico.

El flujo de calor hacia el reactor ( $\dot{Q}$ ), viene dado de la siguiente manera <sup>[60]</sup>

$$\dot{Q} = m_c C_{pc} (T_{ent} - T_R) - \dot{m}_c C_{pc} (T_{sal} - T_R)$$

Donde:

$C_{pc}$ : capacidad calorífica del agua

$T_R$ : temperatura de referencia

Simplificando tenemos

$$\dot{Q} = m_c C_{pc} (T_{ent} - T_{sal})$$

Despejando la masa del agua de enfriamiento se tiene

$$m_c = \frac{\dot{Q}}{C_{pc} (T_{ent} - T_{sal})}$$

Reemplazando con los datos de la Tabla 23 y el valor del calor obtenido del balance de energía

$$m_c = \frac{-16433,64kJ}{4,184kJ / kg^{\circ}C * (20,5 - 26,6)^{\circ}C}$$

Entonces la cantidad de agua de enfriamiento es

$$m_c = 643,89kg$$

#### 6.6.2.4. TRANSFERENCIA DE CALOR EN TANQUES AGITADOS<sup>[57]</sup>:

El flujo de calor hacia el reactor, se da en muchos casos en términos del coeficiente global de transferencia de calor,  $U$ , el área de intercambio de calor,  $A$ , y la diferencia entre la temperatura ambiente,  $T_a$ , y la temperatura de reacción,  $T$ .

**Balance de energía:**

$$Q = m_c C_{pc} (T_{ent} - T_{sal}) - \frac{UA(T_{ent} - T_{sal})}{\ln(T - T_{ent}) / (T - T_{sal})} = 0$$

$$Q = m_c C_{pc} (T_{ent} - T_{sal}) = \frac{UA(T_{ent} - T_{sal})}{\ln(T - T_{ent}) / (T - T_{sal})}$$

Donde:

$C_{pc}$ : capacidad calorífica del agua (kJ/kg°C)

$T$ : temperatura del fluido (°C)

$T_{ent}$ : temperatura de entrada del agua (°C)

$T_{sal}$ : temperatura de salida del agua (°C)

Reemplazando,

$$614,55kg * 4,184kJ / kg^{\circ}C * (-6,1)^{\circ}C = \frac{UA(-6,1)^{\circ}C}{\ln (40 - 20,5) / (40 - 26,6)}$$

$$15684,79kJ = \frac{UA(6,1)^{\circ}C}{0,3752}$$

Entonces se define la siguiente expresión.

$$UA = 964,69kJ / ^{\circ}C$$

## 6.7. Parámetros y dimensionamiento de equipos

### 6.7.1. Dimensionamiento del reactor

En la Figura N°37 se muestra el diagrama del tratamiento en estudio, y como se observa todo el gas proveniente de la planta ingresa, en una primera etapa, al reactor, por lo que el ingreso del H<sub>2</sub>S se calcula en base a un tiempo de residencia y un flujo másico definido para absorber la mayor cantidad posible de gas que ingresa.

Los parámetros de diseño del reactor se muestran en la siguiente Tabla 25.

**TABLA 25.** Parámetros de diseño del reactor

Parámetro	Símbolo	Valor
Tiempo de residencia (h)	$\tau$	12
Flujo másico (kg/h)	$m$	7
Densidad de la solución (kg/L)	$\rho$	1,26

En base a los parámetros mostrados en la Tabla 24, se calcula el volumen del reactor.

**Aplicando:**

$$V_r = \frac{\dot{m}\tau}{\rho}$$

Y reemplazando

$$V_r = \frac{7\text{kg/h} * 12\text{h}}{1,26\text{kg/L}}$$

Se tiene:

$$V_r = 67 \text{ litros}$$

## CÁLCULO DE LA ALTURA DEL REACTOR:

### a. Cálculo de la altura del fondo toriesférico

Según la Norma DIN 28011 (Anexo 2.13)

$$h_1 \geq 3,5s$$

$$h_2 = 0,1935 D_a - 0,455s$$

$$h_3 = h_2 + h_1 \dots (\alpha)$$

$$r_1 = D_a$$

$$r_2 = 0,1 * D_a$$

Reemplazando:

$$h_1 = 3,5 * \left(\frac{3}{16}\right)'' * 0,0254m$$

$$h_2 = 0,1935 * 0,36m - 0,455 * \left(\frac{3}{16}\right)'' * 0,0254m$$

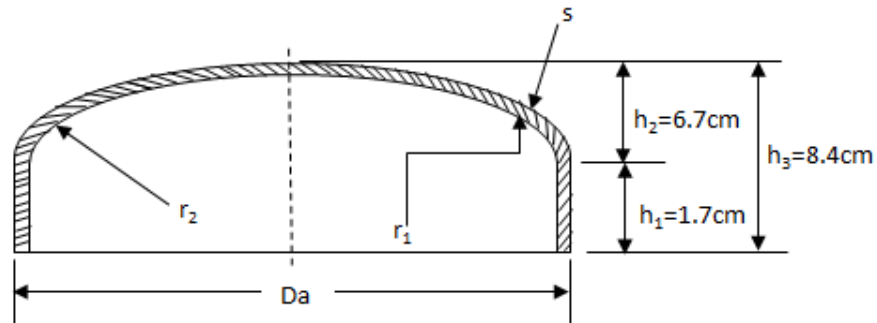
$$h_1 = 0,017m$$

$$h_2 = 0,067m$$

Entonces en  $(\alpha)$  la altura del toriesférico es:

$$h_3 = (0,017 + 0,0254)m$$

$$h_3 = 0,084m = 8,4cm$$



**Figura 38.** Diagrama del fondo toriesférico

#### **b. Cálculo de la altura del cuerpo del reactor**

La relación altura, diámetro del tanque es  $H/D = 1^{[55]}$ , esta recomendación favorece la estabilidad del tanque. Sin embargo, se busca que se presente mayor tiempo de contacto entre las partículas y el líquido y por lo tanto la transferencia de masa, seguridad; de ahí que se diseña el tanque más alto que ancho.

**Se tiene:**

$$\frac{H}{D} = 1,6 \dots (\beta)$$

Donde:

**H:** altura del reactor (m)

**D:** diámetro del reactor (m)

Y se aplica la fórmula para calcular volumen de un cilindro

$$V = \frac{1,6\pi}{4} * D^3$$

Reemplazando, el valor del diámetro es:

$$D = \sqrt[3]{\frac{59 * 10^{-3} * 4}{1,6\pi}} m$$
$$D = 0,36m$$

Y en la relación ( $\beta$ ), la altura del cuerpo del reactor es:

$$H = 0,58m$$

Sin embargo, la altura del reactor viene dado de la siguiente manera:

$$H_{reactor} = H_{cuerpo} + H_{toriesférico}$$

$$H_{reactor} = (58 + 8,4)cm$$

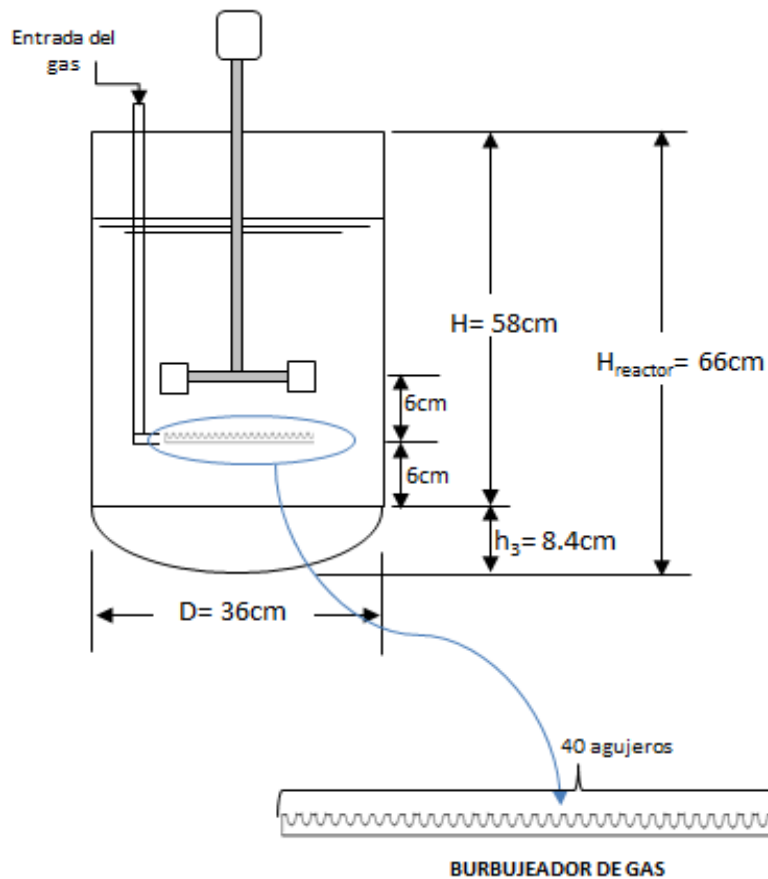
Por lo tanto, las medidas del reactor, para un volumen de 67 L de capacidad.

$$H_{reactor} = 66cm$$

$$D_{reactor} = 36cm$$

En la siguiente figura se muestra el diseño del reactor piloto.





**Figura 39.** Diagrama del reactor piloto

Un burbujeador es un aparato en el cual una corriente de gas, en forma de pequeñas burbujas, es introducida en un líquido, este burbujeador se localiza en el fondo del tanque con pequeños agujeros. Estos agujeros son de 0,3 cm de diámetro cada uno, en una cantidad de 40, hechos en una tubería colocado horizontalmente<sup>[72]</sup>.

- **Diseño del agitador de turbina<sup>[55]</sup>**

Para el diseño del agitador se utilizaron las proporciones típicas, las cuales son ampliamente aceptadas y son la base de muchas correlaciones sobre el funcionamiento de los agitadores.

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \qquad \frac{H}{D_t} = 1 \qquad \frac{j}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} \qquad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \qquad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

Por lo general, el número de deflectores es cuatro; el número de paletas del agitador varía entre cuatro y dieciséis, pero generalmente son de seis u ocho, para el caso en estudio es de seis. Situaciones especiales pueden considerar proporciones diferentes a las que se indican.

Reemplazando:

$$\frac{D_a}{36cm} = \frac{1}{3} \Rightarrow D_a = 12cm$$

$$\frac{H}{D_t} = 1(\text{relación})$$

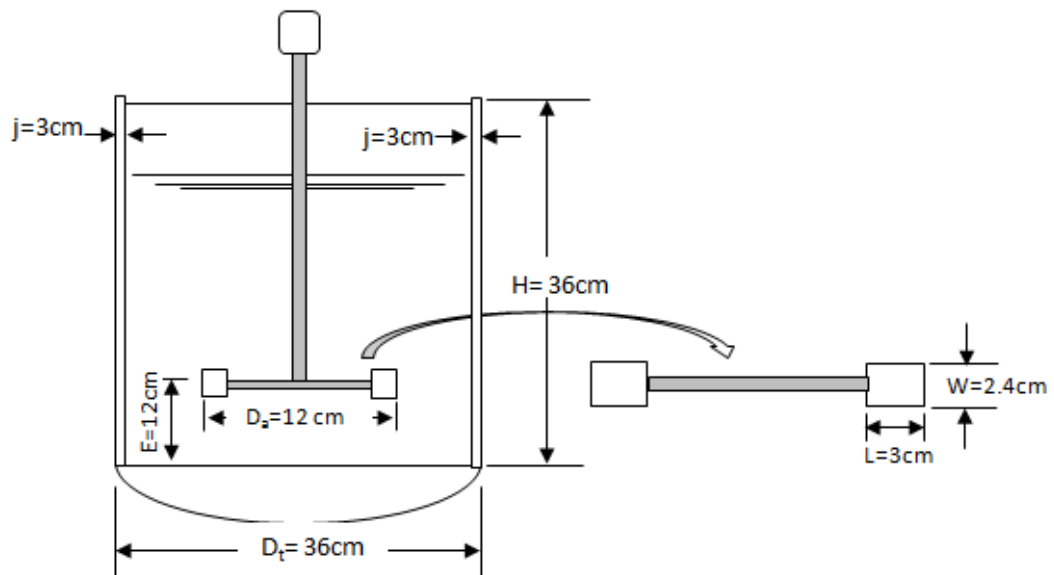
$$\frac{E}{36cm} = \frac{1}{3} \Rightarrow E = 12cm$$

$$\frac{W}{12cm} = \frac{1}{5} \Rightarrow W = 2,4cm$$

$$\frac{j}{36cm} = \frac{1}{12} \Rightarrow j = 3cm$$

$$\frac{L}{12cm} = \frac{1}{4} \Rightarrow L = 3cm$$

Por lo tanto el diseño del agitador se muestra en la siguiente figura.



**Figura 40.** Diagrama del agitador piloto

### 6.7.2. Dimensionamiento del absorbedor

El absorbedor se utiliza para el tratamiento final de los gases de H<sub>2</sub>S que no fueron absorbidos (eliminados) en el reactor.

- **Determinación de la masa molecular ( $PM_{mezcla}$ ) de la mezcla gaseosa que ingresa (aire y H<sub>2</sub>S) a 20°C y 1 atm <sup>[54]</sup>.**

El contenido de aire es 1% del gas que ingresa.

$$PM_{mezcla} = PM_{aire} * X_{aire} + PM_{H_2S} * X_{H_2S}$$

$$PM_{mezcla} = 29 \text{ g/mol} * 0,10 + 34 \text{ g/mol} * 0,90$$

$$PM_{mezcla} = 33,5 \text{ g/mol}$$

De la ecuación de gases ideales

$$PV = nRT \Rightarrow PM = \frac{m}{PM} RT$$

La densidad de la mezcla viene dado de la siguiente manera:

$$\rho_{mezcla} = \frac{P * PM}{RT}$$

$$\rho_{mezcla} = 1,3918 \text{ kg/m}^3$$

### a. CÁLCULO DEL DIÁMETRO DEL ABSORBEDOR

Haremos uso de la correlaciones para estimar las velocidades de carga e inundación en torres de relleno<sup>[58]</sup>.

Consiste en una representación logarítmica del grupo:

$$\frac{G_y^2 * a_v * (\mu_x)^{0,2} * (998 / \rho_x)}{g_c * \varepsilon^3 * \rho_x * \rho_y} \dots \text{Ordenada}$$

Frente al grupo:

$$\frac{G_x}{G_y} * \sqrt{\frac{\rho_y}{\rho_x}} \dots \text{Abscisa}$$

**Donde:**

$G_x$ : velocidad másica del líquido (kg/m<sup>2</sup>-h)

$G_y$ : velocidad másica del gas (kg/m<sup>2</sup>-h)

$\rho_x$ : densidad del líquido (kg/m<sup>3</sup>)

$\rho_y$ : densidad del gas (kg/m<sup>3</sup>)

$a_v$ : área de la superficie del relleno seco por unidad de volumen de relleno(m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>)

$\mu_x$ : viscosidad del líquido (cP)

$\varepsilon$ : porosidad o fracción de huecos del relleno, adimensional.

**Calculando:**

$$\frac{G_x}{G_y} * \sqrt{\frac{\rho_y}{\rho_x}} \Rightarrow \left( \frac{10100 \text{ kg/m}^2 - h}{1507,5 \text{ kg/m}^2 - h} \right) * \sqrt{\frac{1,392 \text{ kg/m}^3}{1112 \text{ kg/m}^3}} = 0,23$$

En el gráfico: 0,06 (Ver Anexo 2.14)

Para el tipo de relleno, anillos Raschig de 1 pulg x 1 pulg de cerámica <sup>[55]</sup>  
(Anexo 2.15).

- $a_v$ : 190 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>
- $\varepsilon$ : 0,74

Se considera que la velocidad del gas como el 50% de la velocidad de inundación.

La velocidad másica correspondiente a la inundación es:

$$\frac{G_y^2 * a_v * (\mu_x)^{0,2} * (998 / \rho_x)}{\varepsilon^3 * \rho_x * \rho_y} \Rightarrow G_y^2 = \frac{0,06 * \varepsilon^3 * \rho_x * \rho_y}{a_v * (\mu_x)^{0,2} * (998 / \rho_x)}$$

$$G_y^2 = \frac{0,06 * (0,740)^3 * 1112 \text{ kg/m}^3 * 1,392 \text{ kg/m}^3}{(190) \text{ m}^2 / \text{m}^3 * (2cp)^{0,2} * (998 / 1112 \text{ kg/m}^3)}$$

**Entonces:**

$$G_y = 4841,46 \text{ kg/m}^2 - h$$

El flujo total del gas es 15 kg/h. Si la velocidad real es la mitad de la velocidad de inundación.

El área S, de la sección transversal de la torre es:

$$S = \frac{F_m}{G_y}$$

$$S = \frac{15 \text{ kg/h}}{(1/2) * 4841,46 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{h}}$$

$$S = 0,0063 \text{ m}^2$$

**Sabiendo que:**

$$S = \frac{\pi}{4} * (D)^2 \Rightarrow D = \sqrt{\frac{4}{\pi} * S}$$

$$D = \sqrt{\frac{4}{\pi} * 0,0063 \text{ m}}$$

$$D = 0,15 \text{ m}$$

Considerando un factor de seguridad de 15% <sup>[59]</sup>.

Entonces el diámetro de la torre es:

$$D = 0,17 \text{ m}$$

## b. CÁLCULO DE LA ALTURA DEL ABSORBEDOR

Para la determinación de la altura de la torre efectuaremos los siguientes cálculos:

En la Tabla 26, se muestran los parámetros a utilizar en el diseño del absorbedor.

**TABLA 26.** Parámetros de diseño del absorbedor

Parámetro	Símbolo	Valor
Densidad del hidróxido de sodio al 10% ( $\text{kg/m}^3$ )	$\rho$	1 112
Densidad del gas ( $\text{kg/m}^3$ )	$\rho$	1,400
Viscosidad del líquido (cP)	$\mu$	0,002
Diámetro a la salida del gas (m)	$d$	0,063 5
Diámetro a la salida del líquido (m)	$d$	0,025 4
Velocidad del líquido (m/s)	$v$	1,09
Velocidad del gas (m/s)	$v$	2,17
Coeficiente de difusividad del $\text{H}_2\text{S}$ ( $\text{m}^2/\text{h}$ ) <sup>[60]</sup>	D	1,41E-05
Coeficiente de difusividad del NaOH ( $\text{m}^2/\text{h}$ ) <sup>[60]</sup>	D	1,51E-05
$\mu/\rho Dv$ para el $\text{H}_2\text{S}$ <sup>[60]</sup>	---	712
$\mu/\rho Dv$ para el NaOH <sup>[60]</sup>	---	665
Constante de gases ( $\text{atm-L/mol-k}$ ) <sup>[24]</sup>	R	0,082 1



## 1. Determinación de la velocidad másica molar del líquido

### Determinación de la masa molecular ( $PM_{mezcla}$ ) del líquido <sup>[54]</sup>.

La solución de hidróxido de sodio se encuentra al 10%

$$PM_{mezcla} = PM_{agua} * X_{agua} + PM_{NaOH} * X_{NaOH}$$

$$PM_{mezcla} = 18kg/kmol * 0,90 + 40kg/kmol * 0,10$$

$$PM_{mezcla} = 20,20kg/kmol$$

**Datos:**

$$G_x = 10100,00kg/m^2 - h$$

**Donde:**

$G_x$ : velocidad másica del líquido (kg/m<sup>2</sup>-h)

**Por lo tanto, la velocidad másica molar del líquido es:**

$$L_m = \frac{G_x}{PM_{mezcla}} \Rightarrow L_m = \frac{10100,00kg/m^2 - h}{20,20kg/kmol}$$

$$L_m = 500,00kmol/m^2 - h$$

## 2. Determinación de la velocidad másica molar del gas

**Datos:**

$$G_y = 1507,5kg/m^2 - h$$

$$PM_{mezcla} = 33,5kg/kmol$$

**Donde:**

$G_y$ : velocidad másica del gas ( $\text{kg}/\text{m}^2\text{-h}$ )

**Por lo tanto, la velocidad másica molar del gas es:**

$$G_m = \frac{G_y}{PM_{mezcla}} \Rightarrow G_m = \frac{1507,5 \text{ kg} / \text{m}^2 - \text{h}}{33,5 \text{ kg} / \text{kmol}}$$

$$G_m = 45 \text{ kmol} / \text{m}^2 - \text{h}$$

Por otro lado, para el  $\text{H}_2\text{S}$  a  $20^\circ\text{C}$ , se tiene la constante de la ley de Henry<sup>[60]</sup>.  $H = 0,0483$

Para nuestros cálculos tomamos:

$$C_a = 0,0483 P_a \dots (1)$$

Teniendo en cuenta que los reactantes se encuentran en condiciones diluidas, el balance de materia conduce a<sup>[61]</sup>:

$$C_{b1} - C_b = \frac{G_m \rho_m}{L_m \pi} * (P_a - P_{a1}) \dots (2)$$

**Donde:**

$C_{b1}$ : Concentración en la fase líquida de la solución de hidróxido de sodio a la entrada del absorbedor ( $\text{kmol}/\text{m}^3$ ).

$P_{a1}$ : presión del gas a la salida del absorbedor (atm)

$\rho_m$ : densidad molar del líquido (kmol/L)

$P$ : presión total (atm)

$G_m$ : velocidad másica del gas (kmol/m<sup>2</sup>-h)

$L_m$ : velocidad másica del líquido (kmol/m<sup>2</sup>-h)

**Datos:**

$C_{b1}$ : 0,003 07 kmol/m<sup>3</sup>

$P_{a1}$ : 0,090 0 atm

$\rho_m$ : 0,050 1 kmol/m<sup>3</sup>

$P$ : 0,466 0 atm

$G_m$ : 45 kmol/m<sup>2</sup>-h

$L_m$ : 500 kmol/m<sup>2</sup>-h

**Reemplazando en (2):**

$$0,00307 \text{ kmol/m}^3 - C_b = \frac{(45 \text{ kmol/m}^2 - h) * 0,0501 \text{ kmol/m}^3}{(500 \text{ kmol/m}^2 - h) * 0,4660 \text{ atm}} * (P_a - 0,0900 \text{ atm}).$$

Se procederá primero a calcular el valor de  $K_L$  en torres de relleno, es aplicable la correlación siguiente<sup>[61]</sup>.

$$\log j_d = 0,7683 - 0,9175 \log \text{Re} + 0,0817 (\log \text{Re})^2 \dots (3)$$

**Para líquidos:**

$$j_d = \frac{K_L C_{bm}}{L_m} \left( \frac{\mu}{\rho D_v} \right)^{2/3} \dots (4)$$

**Donde:**

$C_{bm}$ : concentración en la fase líquida de la solución de hidróxido de sodio (kmol/m<sup>3</sup>).

$j_d$ : factor de difusión para el transporte de materia.

$K_L$ : coeficiente de transporte de materia (m/h).

Para determinar  $j_d$ , se procede a calcular el valor del número de Reynolds (Re)

- **Cálculo del número de Reynolds**

$$\text{Re} = \frac{dv\rho}{\mu}$$

**Donde:**

$d$ : diámetro de la tubería (m)

$\mu$ : viscosidad del líquido (cP)

$v$ : velocidad del líquido (m/s)

$\rho$ : densidad del líquido (kg/m<sup>3</sup>)

**Calculando:**

$$Re = \frac{0,0254m * 1,29m/s * 1112kg/m^3}{2 * 10^{-3} kg/m - s}$$

$$Re = 15393$$

**Reemplazando en (3):**

$$\log j_d = 0,7683 - 0,9175 \log(15393) + 0,0817 (\log 15393)^2$$

$$\log j_d = -1,6411$$

$$j_d = 0,0228$$

**Donde:**

$K_L$ : coeficiente de transporte de materia (m/h).

$a$ : área de interfase,  $m^2/m^3$  de reactor

**Sustituyendo el valor de  $j_d$  en (4):**

$$0,0228 = \frac{K_L * 0,00500 kmol/m^3}{500 kmol/m^2 - h} (665)^{2/3}$$

$$K_L = \frac{(500 kmol/m^2 - h) * 0,0228}{(0,00500 kmol/m^3) * (665)^{2/3}}$$

$$K_L = 29,95 m/h$$

Para estimar la altura de la torre, se toma la ecuación siguiente para torres de absorción con reacción química, caso especial de sistemas diluidos.

Cuando hay reacción química,  $K_L^0$  se sustituye por  $K_L$  y  $C_{aL} = 0$ ; por tanto<sup>[61]</sup>,

$$h = \frac{L_m}{\rho_m a} \int_{C_{a1}}^{C_{a2}} \frac{dC_a}{K_L C_a} \dots (5)$$

Teniendo en cuenta la constante de Henry, las ecuaciones (1) y la gráfica (Ver anexo 2.16), evaluamos la ecuación (5).

$$\int_{C_{a1}}^{C_{a2}} \frac{dC_a}{K_L C_a} = \int_{x_0}^{x_2} f(x) dx = \frac{h}{3} [f(x_0) + 4f(x_1) + f(x_2)]$$

Integrando con el método numérico de la regla parabólica o Regla de Simpson de un tercio<sup>[62]</sup>

**Donde:**

$$h = \frac{b-a}{2}, a = x_1, b = x_2, x_1 = x_0 + h$$

Los valores de la integral se indican en la siguiente Tabla 27

**TABLA 27.** Datos para determinar la integral

$C_a$	$P_a$	$C_b$	$C_b/C_a$	$K_L/K_L^0$	$K_L$	$1/(K_L C_a)$
0,018 16	0,376	0,002 74	0,151 03	1,2	36	1,5
0,011 25	0,233	0,002 91	0,258 21	1,4	42	2,1
0,004 35	0,090	0,003 07	0,705 96	1,6	46	4,8

$$a = x_1 = 0,01125$$

$$b = x_2 = 0,01816$$

$$x_0 = 0,00435$$

$$h = 0,00345$$

**Entonces:**

$$\int_{C_{a1}}^{C_{a2}} \frac{dC_a}{K_L C_a} = \int_{x_0}^{x_2} f(x) dx = \frac{0,00345}{3} [4,8 + (4 * 2,1) + 1,5]$$

$$\int_{C_{a1}}^{C_{a2}} \frac{dC_a}{K_L C_a} = 0,017$$

**Por lo tanto en (5):**

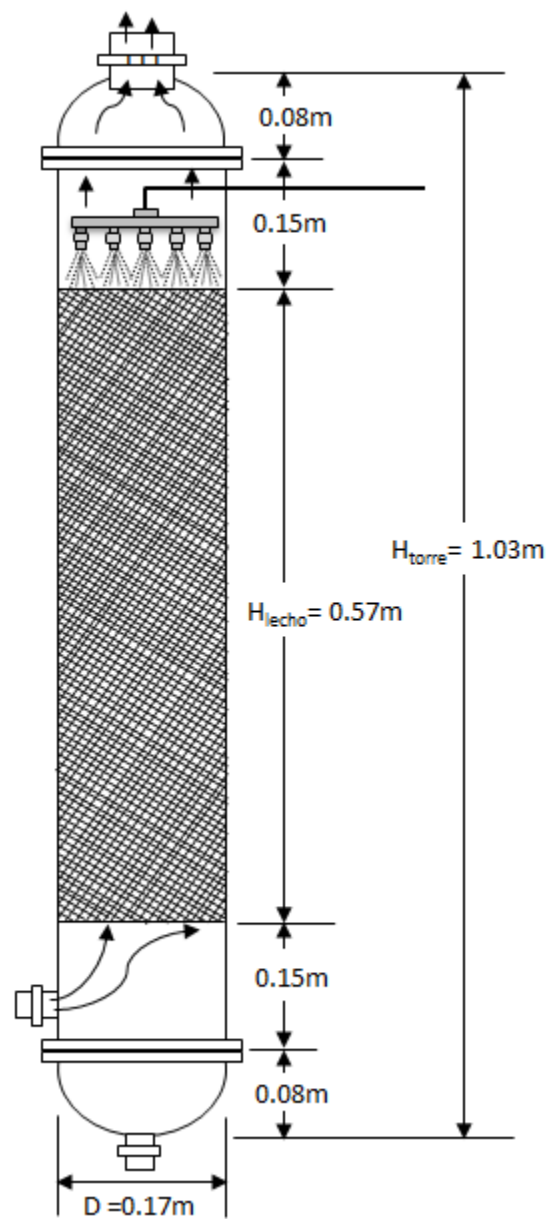
$$h = \frac{500}{0,0501 * 190} * (0,017)$$

$$h = 0,89m$$

Teniendo en cuenta un factor de seguridad para las condiciones de diseño de 15% <sup>[59]</sup>.

Entonces la altura de la torre es:

$$h = 1,03m$$

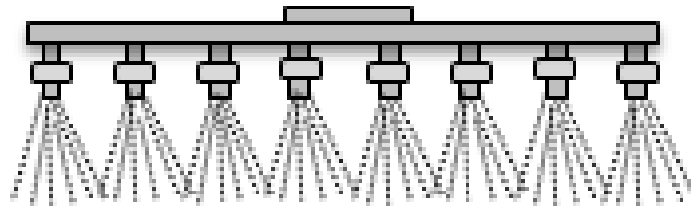


**Figura 41.** Diagrama del absorbedor piloto



Los distribuidores de líquidos se usan por encima de cada lecho de empaque en una columna rellena, el distribuidor se encuentra generalmente entre 6-8 pulgadas. Y el espacio y distancia apropiada necesaria para el paso del gas <sup>[63]</sup>.

El distribuidor de líquido es de tipo boquilla y está diseñado para crear superposición de círculos de líquido, lo que asegura que toda el área debajo del distribuidor está cubierta de líquido <sup>[64]</sup>.



**Figura 42.** Distribuidor de tipo boquilla (spray nozzle)

### 6.7.3. Dimensionamiento de la bomba

Se instaló una bomba de recirculación, para el ingreso de la soda cáustica al 10% en el absorbedor y se produzca la reacción con el H<sub>2</sub>S proveniente del reactor.

#### a. CÁLCULO DEL TRABAJO DE LA BOMBA<sup>[55]</sup>

Aplicando la ecuación de Bernoulli entre los puntos a y b:

$$\frac{P_a}{\rho} + gZ_a + \frac{\alpha_a \bar{V}_a^2}{2} + (-\eta W_p) = \frac{P_b}{\rho} + gZ_b + \frac{\alpha_b \bar{V}_b^2}{2} + h_f \dots (1)$$

**Donde:**

$P_a$ : Presión de succión absoluta (atm)

$P_b$ : Presión de descarga absoluta (atm)

$Z_a$ : altura de succión (m)

$Z_b$ : altura de descarga (m)

$\alpha$ : factor de corrección de la energía cinética

$\eta$ : eficiencia mecánica

$W_p$ : Trabajo de la bomba

$h_f$ : pérdida de la energía mecánica para todos los puntos comprendidos entre las posiciones a y b

$V$ : velocidad promedio (m/s)

**TABLA 28.** Parámetros de diseño de la bomba

Parámetro	Símbolo	Valor
Altura de succión (m)	$Z_a$	0,35
Altura de descarga (m)	$Z_b$	1,20
Densidad del sulfuro de sodio al 3% ( $\text{kg/m}^3$ ) <sup>[26]</sup>	$\rho$	1 006
Densidad del agua ( $\text{kg/m}^3$ )	$\rho$	1 000
Densidad del hidróxido de sodio al 10% ( $\text{kg/m}^3$ ) <sup>[24]</sup>	$\rho$	1 112
Aceleración de la gravedad ( $\text{m/s}^2$ )	$g$	9,81
Flujo másico ( $\text{kg/s}$ )	$m$	3,898
Área ( $\text{m}^2$ )	$A$	0,8

Pasos:

- **Determinación de la densidad promedio de la solución**<sup>[54]</sup>.

$$\frac{1}{\bar{\rho}} = \left( \frac{x_{NaOH}}{\rho_{NaOH}} + \frac{x_{Na_2S}}{\rho_{Na_2S}} + \frac{x_{H_2O}}{\rho_{H_2O}} \right) \dots (2)$$

Reemplazando en (2):

$$\frac{1}{\bar{\rho}} = \left( \frac{0,1}{1112} + \frac{0,03}{1006} + \frac{0,87}{1000} \right)$$

$$\bar{\rho} = 1010,36 \text{ kg/m}^3$$

- **Determinación de la presión de succión (entrada)  $P_a$** <sup>[54]</sup>.

$$P_a = \bar{\rho} g Z_a$$

$$P_a = ((1010,36 \text{ kg/m}^3) * (9,81 \text{ m/s}^2) * (0,35 \text{ m})) * 9,8692 \times 10^{-6}$$

$$P_a = 0,0342 \text{ atm}$$

Este es la presión manométrica, por lo que la presión absoluta es:

$$P_{absoluta} = P_{manométrica} + P_{atmosférica}$$

$$P_{absoluta} = (0,0342 + 1) atm$$

$$P_{absoluta} = 1,03 atm$$

- **Determinación de la presión de descarga (salida)  $P_b$  <sup>[54]</sup>.**

$$P_b = \rho g Z_b$$

$$P_b = ((1010,36 kg / m^3) * (9,81 m / s^2) * (1,20 m)) * 9,8692 \times 10^{-6}$$

$$P_b = 0,117 atm$$

Este es la presión manométrica, por lo que la presión absoluta es:

$$P_{absoluta} = P_{manométrica} + P_{atmosférica}$$

$$P_{absoluta} = (0,117 + 1) atm$$

$$P_{absoluta} = 1,12 atm$$

Para flujos turbulentos, el factor de energía cinética  $\alpha$  puede tomarse como 1,0 con un error despreciable. La velocidad en el punto “a” es despreciable debido al gran diámetro del tanque en comparación con el de la tubería. Para el caso en donde el líquido no sea volátil, la fricción es despreciable <sup>[55]</sup>.

Entonces, despejando la ecuación (1):

$$-(\eta W_p) = \frac{P_b - P_a}{\rho} + g(Z_b - Z_a) + \frac{V_b^2}{2} \dots (3)$$

- **Determinación de la velocidad en el punto *b* ( $V_b$ )<sup>[55]</sup>:**

$$\bar{V}_b = \frac{m}{\rho S}$$

**Donde:**

*m*: flujo másico(kg/s)

*S*: Área de la sección transversal (m<sup>2</sup>)

Para una tubería de 1,5 pulgada, cédula 40, se tiene un área de sección transversal de 0,800 pulg<sup>2</sup> (0,000 52 m<sup>2</sup>) (ver anexo 2.17).

Reemplazando,

$$\bar{V}_b = \frac{2,523 \text{ kg/s}}{(1010,36 \text{ kg/m}^3) * (0,00052 \text{ m}^2)}$$

$$\bar{V}_b = 4,802 \text{ m/s}$$

Entonces en (3):

$$-(\eta W_p) = \left( \frac{(1,12 - 1,03) \text{ atm} * \frac{101325,00 \text{ kg/ms}^2}{1 \text{ atm}}}{1010,36 \text{ kg/m}^3} \right) + (9,81 \text{ m/s}^2 * (1,20 - 0,35) \text{ m}) + \left( \frac{(4,802)^2 (\text{m/s})^2}{2} \right)$$

$$\eta W_p = 28,21 \text{ J/kg}$$

Utilizando heurísticos para bombas se tiene una eficiencia de 45% en bombas centrífugas<sup>[65]</sup>.

El trabajo de la bomba es:

$$W_p = 62,69 J / kg$$

#### **b. CÁLCULO DE LA POTENCIA DE LA BOMBA<sup>[55]</sup>**

La potencia requerida es suministrada por una fuente externa y se calcula de la siguiente manera.

$$P_B = mW_p$$

Reemplazando, la potencia de la bomba viene dado de la siguiente manera:

$$P_B = (2,523 kg / s) * (62,69 J / kg)$$

$$P_B = 0,158 kw = 0,212 hp$$

Se escogerá una bomba centrífuga en el intervalo de 0,5-1hp, porque permitirá trabajar a mayor capacidad si se requiere.

#### **c. CÁLCULO DE LA CARGA NETA DE SUCCIÓN POSITIVA DISPONIBLE $(NPSH)_D$ <sup>[66]</sup>.**

Para evitar la cavitación (las burbujas de vapor formadas, debido a que la presión de succión es menor que la presión de vapor, se mueven hacia la región de alta presión y se rompen produciendo vibraciones, ruido y desprendimiento de pequeñas partes del impulsor)<sup>[67]</sup>, la carga de succión

positiva disponible  $(NPSH)_D$  debe ser mayor que la carga de succión positiva requerida  $(NPSH)_R$ , cuyo valor viene dado por el fabricante.

El cálculo de la  $(NPSH)_D$  viene dado de la siguiente manera:

$$(NPSH)_D = \frac{1}{g} \left( \frac{P_a - P_v}{\rho} - \frac{V_b^2}{2} - h_f \right) - Z_a \dots (4)$$

**Donde:**

$P_a$ : presión de succión absoluta (Pa)

$P_v$ : presión de vapor (Pa)

$V$ : velocidad promedio (m/s)

$Z_a$ : altura de succión (m)

$h_f$ : pérdida de la energía mecánica para todos los puntos comprendidos entre las posiciones a y b

- **Determinación de la presión de vapor promedio( $P_v$ )**

**TABLA 29.** Presión de vapor

Solución/Compuesto	Valor(Pa)
Hidróxido de sodio	135 588,47 <sup>[68]</sup>
Sulfuro de sodio	2,53*10 <sup>-5</sup> <sup>[69]</sup>
Agua	7 384,9 <sup>[68]</sup>

Aplicando <sup>[57]</sup>:

$$P_v = x_{NaOH}P_{v_{NaOH}} + x_{Na_2S}P_{v_{Na_2S}} + x_{H_2O}P_{v_{H_2O}} \dots (5)$$

**Reemplazando en (5):**

$$P_v = (0,1 * 135588,47) + (0,03 * 2,53 * 10^{-5}) + (0,87 * 7384,9)$$

$$P_v = 19983,71 Pa \approx 20 kPa$$

- ✓ Si la presión de succión:  $P_{absoluta} = 104\,364,75 \text{ Pa}$ .
- ✓ Las pérdidas por fricción son despreciables:  $h_f = 0$ .
- ✓ La velocidad es 4,802 m/s.

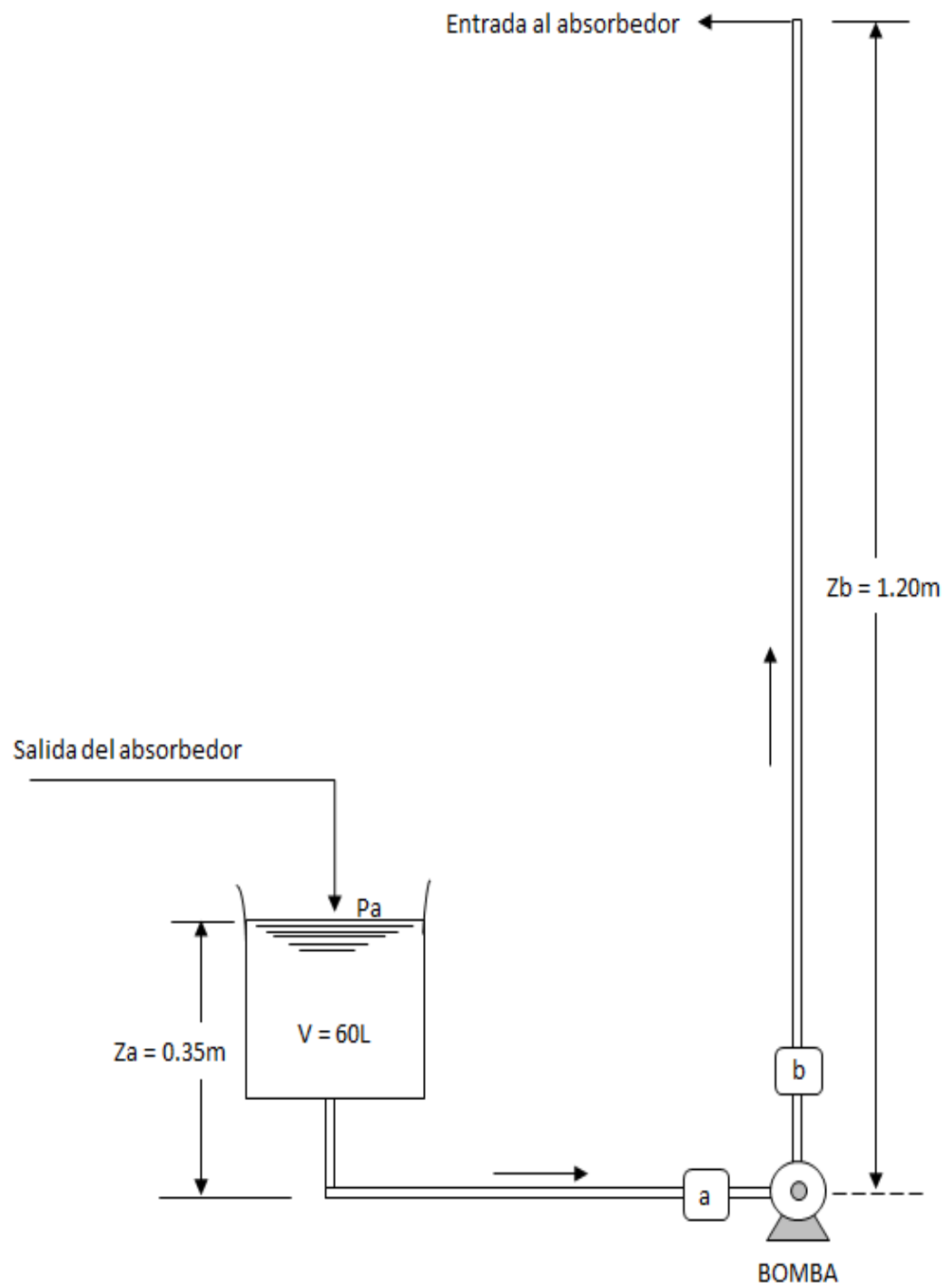
**La presión de vapor se calcula a 40°C, 1 atm.**

**Resolviendo:**

$$(NPSH)_D = \frac{1}{9,81 m/s^2} \left( \left( \frac{104364,75 - 19983,71}{1010,36} \right) m^2/s^2 - \frac{(4,802)^2 m^2/s^2}{2} \right) - 0,35 m$$

$$(NPSH)_D = 6,99 m$$





**Figura 43.** Diagrama del sistema de bombeo

#### 6.7.4. Dimensionamiento del soplador

Se instaló un soplador centrífugo de una sola etapa para ingresar el H<sub>2</sub>S proveniente de planta hacia el reactor piloto.

Los cambios de presión son considerables por lo que se presenta un flujo compresible, en la compresión de gases se eliminan los términos de carga estática, carga de velocidad y fricción y solo queda el término de trabajo de la ecuación de Bernoulli<sup>[66]</sup>.

$$W = \int_{P_1}^{P_2} \frac{dP}{\rho} \dots (1)$$

En el caso de una compresión adiabática (el fluido sigue una trayectoria isoentrópica), se tiene<sup>[66]</sup>:

$$\frac{P_1}{P} = \left( \frac{\rho_1}{\rho} \right)^\gamma \dots (2)$$

Donde:

$$\gamma = C_p / C_v$$

Las temperaturas adiabáticas están relacionadas por la expresión

$$\frac{T_2}{T_1} = \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} \dots (3)$$

Donde:

$T_1, T_2$ : temperaturas absolutas de entrada y salida, respectivamente (K).

$P_1, P_2$ : presiones correspondientes a la entrada y salida (atm)

$\gamma$ : relación de calores específicos  $C_p/C_v$

Teniendo:  $T_1 = 313K$ ,  $T_2 = 328K$

Reemplazando en (3):

$$\frac{328}{313} = \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} \Rightarrow \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} = 1,05$$

#### a) CÁLCULO DEL TRABAJO DEL SOPLADOR<sup>[66]</sup>

Para determinar el trabajo del soplador combinando las ecuaciones (1) y (2), tenemos:

$$-W_s = \frac{\gamma}{\gamma-1} \frac{RT_1}{M} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{(\gamma-1)}{\gamma}} - 1 \right] \dots (4)$$

**Donde:**

**R:** constante universal de los gases (J/kmol-K)

**M:** masa molecular del gas (kg/kmol)

**Teniendo:**

$$R = 8\,314,3 \text{ J/kmol-K}, \gamma = 1,3^{[70]}, M = 34 \text{ kg/kmol}$$

Reemplazando en (4),

$$-W_s = \left( \frac{1,3}{1,3-1} \right) * \frac{8314,3 \text{ J / kmol} - K * 313K}{34 \text{ kg / kmol}} [1,05 - 1]$$

Entonces se tiene,

$$-W_s = 16583,77 J / kg$$

**b) CÁLCULO DE LA POTENCIA AL FRENO (REAL) DEL SOPLADOR<sup>[66]</sup>**

Para calcular la potencia al freno, se tiene:

$$Po = \frac{-W_s m}{(\eta)(1000)} \dots (4)$$

**Donde:**

**$P_o$ :** potencia al freno (kW)

**$m$ :** flujo del gas(kg/s)

**$W_s$ :** trabajo del soplador (J/kg)

**$\eta$ :** eficiencia

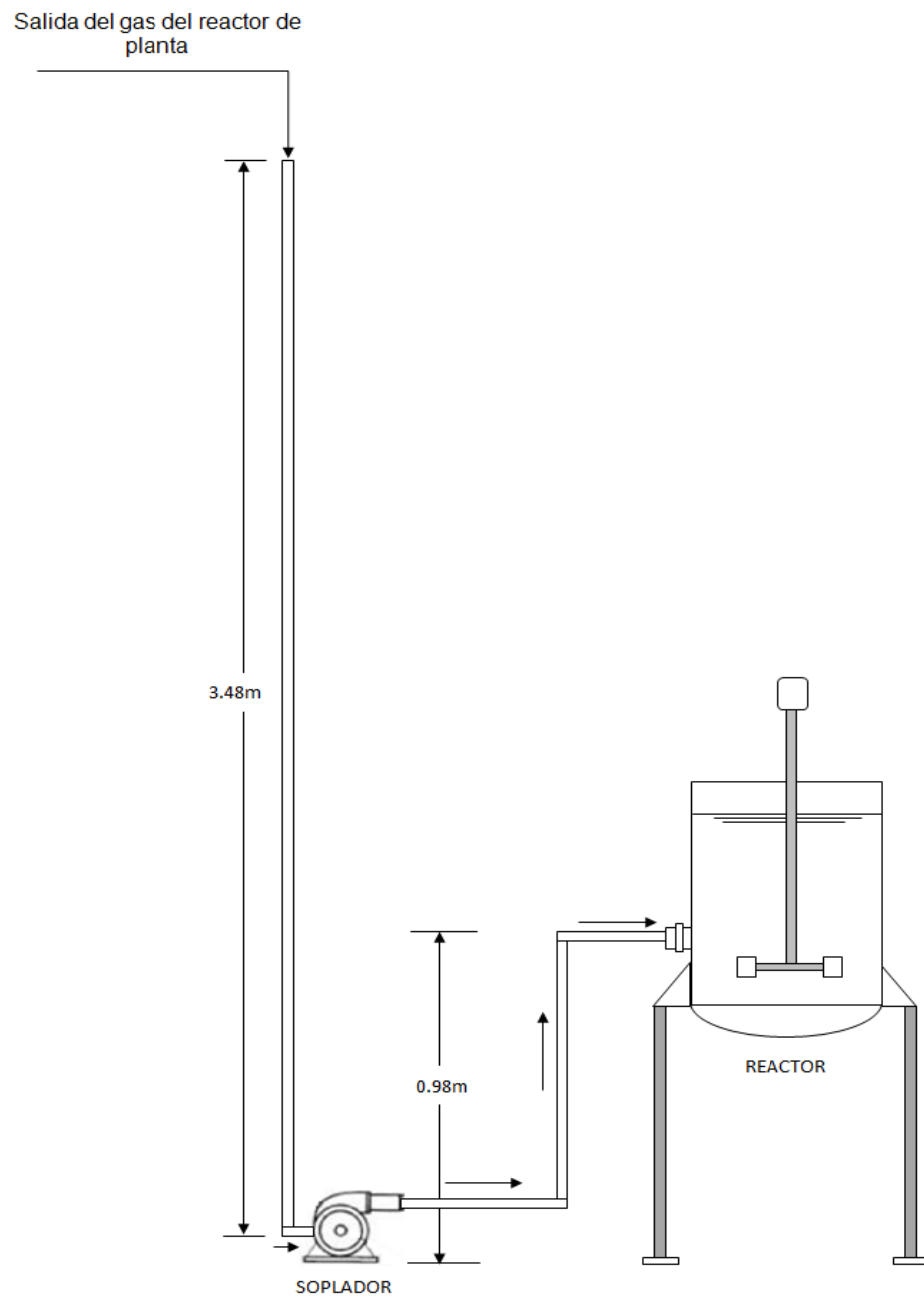
Teniendo:  $m = 0,025 \text{ kg/s}$ ,  $\eta = 0,80$  (80%)<sup>[68]</sup>

Reemplazando en (4),

$$Po = \frac{16583,77 J / kg * 0,025 kg / s}{(0,80)(1000)}$$

$$Po = 0,52 kW = 0,70 HP$$

Se escogerá un soplador centrífugo en el intervalo de 1,0 – 2,0 HP, porque permitirá trabajar con un mayor volumen de gas, en pruebas posteriores que se requieran.



**Figura 44.** Diagrama del sistema de flujo de gas (soplador)

## **6.8. Selección y distribución de equipos**

En la selección de los equipos se ha optado por equipos estándar debido a que presentan varias ventajas unas de ellas es que se puede encontrar de todas las dimensiones, ofrecen mayores garantías en cuanto a la operación, el costo de mantenimiento es relativamente bajo y finalmente tiene menor costo.

### **6.8.1. Selección de equipos**

El objetivo de esta sección es seleccionar los equipos de acuerdo a los requerimientos del proceso.

#### **a) Selección de válvulas<sup>[71]</sup>:**

Las válvulas utilizadas para una planta de procesos químicos se pueden dividir en dos grandes clases, dependiendo de su función primaria:

- Válvulas de cierre (válvulas de bloqueo o válvulas de aislamiento), cuyo objetivo es cerrar la circulación.
- Válvulas de control, tanto manuales como automáticas, utilizadas para regular el caudal.

Los tipos principales de válvulas utilizadas fueron de compuerta, de bola, de mariposa, de diafragma, todas de 1,5 pulg.

La válvula de compuerta requiere dar varias vueltas para su cierre; mientras que la válvula de bola solo necesita un cuarto de vuelta para estar abierta o cerrada.

Los estándares para la selección de válvulas han sido establecidos por el Comité de Estándares Americanos *ASME B16 – 2004 (Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos)*.

#### **b) Selección de tuberías**

Para seleccionar el tamaño de tuberías se ha considerado sobre todo de los costos de la tubería y accesorios, energía requerida para transportar el líquido y gas <sup>[58]</sup> Los accesorios estándares como bridas, codos y tes se detallan en los estándares americanos en la ASME B16 <sup>[71]</sup>.

De acuerdo a lo señalado, para este proceso se ha seleccionado el diámetro de las tuberías son de 1,5 pulg.

#### **c) Selección del reactor<sup>[72]</sup>**

Como se busca dispersar el gas en la superficie líquida, se ha seleccionado un tanque de agitación.

La agitación mecánica se lleva a cabo con un agitador tipo turbina; este tipo de tanque es útil en procesos discontinuos, semicontinuos o continuos.

#### **d) Selección del relleno de la torre de absorción<sup>[72]</sup>**

Para seleccionar el relleno de la torre se ha considerado lo siguiente: Ser químicamente inerte a los fluidos con los que se ha de operar.

- Tener solidez estructural.
- Bajo costo.
- Proporcionar una superficie interfacial grande entre líquido y gas.

De acuerdo a lo señalado, para este proceso se ha seleccionado el relleno de anillos Raschig de 1 pulg x 1 pulg, de material cerámico.

#### **e) Selección de la bomba**

Las bombas se pueden clasificar en dos tipos generales<sup>[71]</sup>:

- ✓ Bombas dinámicas, tales como bombas centrífugas.
- ✓ Bombas de desplazamiento positivo, tales como bombas recíprocas y de diafragma.

Para seleccionar la bomba apropiada con los catálogos de fabricantes, se ha tenido en cuenta:

- La tarea específica a realizar.
- Propiedades del líquido que va a bombearse (líquidos viscosos o corrosivos).
- La capacidad y carga requerida.

De acuerdo a lo señalado, para este proceso se ha seleccionado una bomba centrífuga de una sola etapa (utilizada con mayor frecuencia en la industria), de 1 HP.



#### **f) Selección del soplador**

Se han tomado las siguientes consideraciones <sup>[55]</sup>:

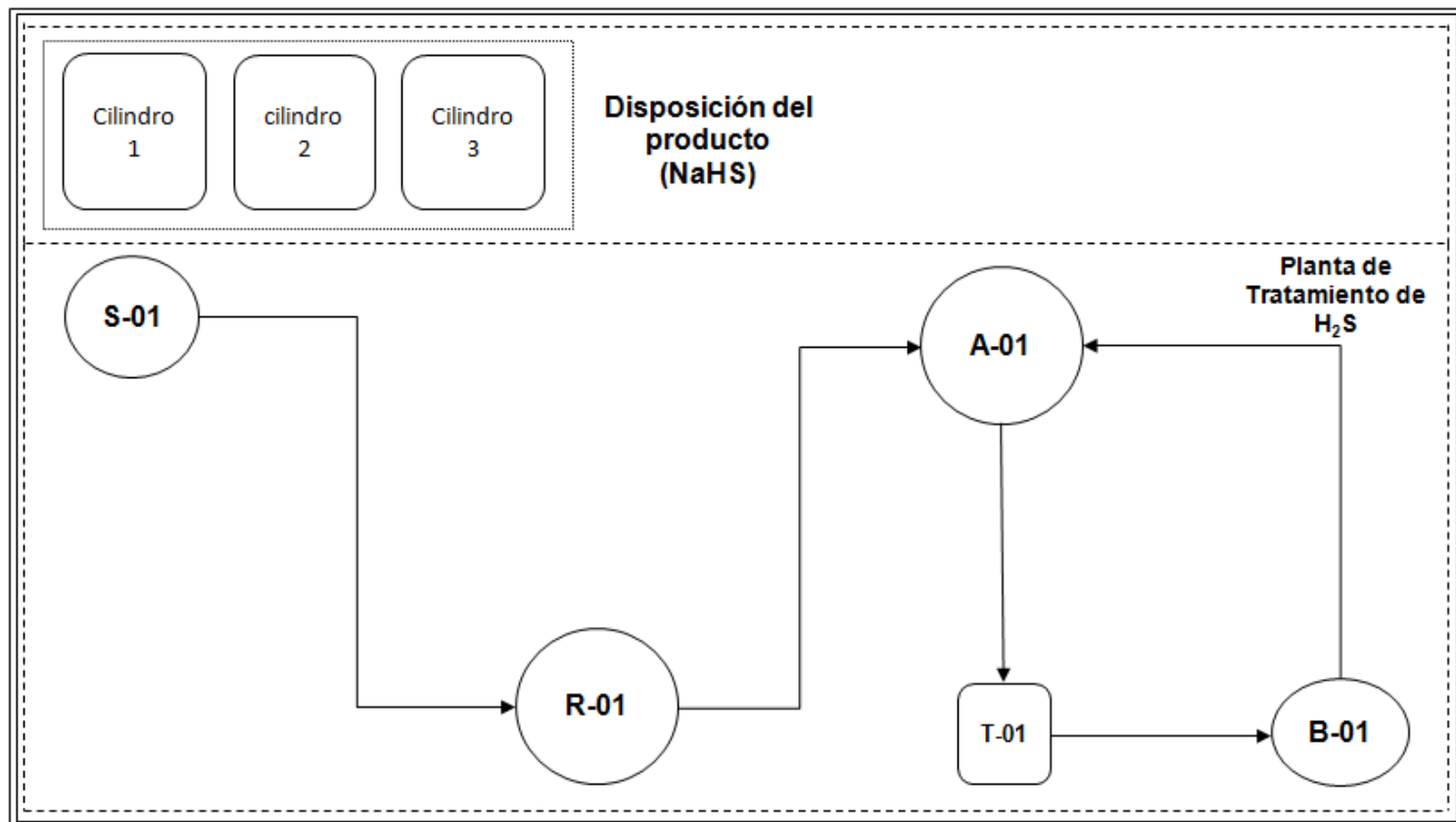
- Velocidad del flujo de gas.
- Presiones de entrada y salida.
- Propiedades del gas.
- Consumo de potencia.

De acuerdo a lo señalado, para este proceso se ha seleccionado un soplador centrífugo (utilizado con mayor frecuencia en la industria, debido a su bajo costo de mantenimiento y porque proporciona largos períodos de operación continua), de 1 HP.

### **6.8.2. Distribución de equipos**

Para obtener una organización sistemática del proceso, se ha elaborado un diagrama de flujo con las operaciones que se llevan a cabo en el sistema de tratamiento (Figura 37). Al planear la distribución de los equipos se ha suministrado el espacio suficiente para los cambios necesarios en las corrientes, así como la rápida y fácil instalación de los equipos.

Como resultado de esta distribución, el espacio para la planta a nivel industrial será suficiente para contener los equipos diseñados más las necesarias para una expansión en su capacidad.



ITEM	DESCRIPCIÓN
S-01	Soplador
R-01	Reactor
A-01	Absorbedor
T-01	Tanque de soda
B-01	Bomba

**Figura 45.** Diagrama de la distribución de equipos

## **6.9. Materiales de construcción de los equipos <sup>[71]</sup>**

La selección de los materiales de construcción es una consideración crítica para el diseño de los equipos, debido a las características de los compuestos (tienden a ser corrosivos) que intervienen y las condiciones del proceso, estas pueden tener efecto en la disminución del grado del material y/o materiales en el tiempo, esto especialmente para los equipos de proceso y tuberías.

Por otra parte, se deben seleccionar los materiales más económicos que satisfagan tanto los requisitos del proceso como los mecánicos, permitiendo su mantenimiento y reemplazo.

De acuerdo a lo señalado, según los requerimientos del proceso, el material de construcción de los equipos será realizado en **acero inoxidable 316**.

### **➤ ACERO INOXIDABLE**

Son los materiales que se utilizan frecuentemente como resistentes a la corrosión en la industria química y a las altas temperaturas, como se aprecia en las siguientes tablas.

## 1. RESISTENCIA A LA CORROSIÓN

Con el fin de seleccionar un material correcto de construcción, el ambiente del proceso al que el material estará expuesto debe estar claramente definido.

Estas condiciones pueden ocasionar la disminución del grado del acero inoxidable con el tiempo.

**TABLA 30.** Descripción del acero inoxidable 316<sup>[59]</sup>

Tipo	Composición %				Principales características	Propiedades	Aplicaciones
	Cr	Ni	C máx.	Otros elementos			
316	16,00-18,00	10,00-14,00	0,08	Mo(molibdeno) (2,00 – 3,00)	El Mo, contribuye a mejorar la protección contra la corrosión y la resistencia a altas temperaturas.	Resistente a la corrosión, también disponible como 316L para construcciones a mejorar.	Equipos para destilación, equipos que procesan papel, etc.

**TABLA 31.** Resistencia de aceros inoxidable a la oxidación en el aire (corrosión) <sup>[59]</sup>

Temperatura máxima(°C)	Tipo de acero
650	416
900	302, 303, 304, 316, 317, 321, 347, 348, 17-14 CuMo
1100	309, 310, 314, 329, 446

## 2. TEMPERATURA<sup>[59]</sup>

Las condiciones extremas sean altas y bajas temperaturas en muchos procesos causan problemas en la construcción de los equipos, por ejemplo, algunos pierden su ductibilidad y su resistencia al impacto.

En la siguiente tabla se especifican las características del acero inoxidable 316 para altas temperaturas.

**TABLA 32.** Composición del acero inoxidable 316 para altas temperaturas

Tipo	Composición			
	Cr	Ni	Fe	Otros
316	18	12	70	Mo

De otro lado, en comparación con materiales metálicos, el uso de plásticos está limitado a temperatura y presión moderadas (230°C es considerada una temperatura elevada para los plásticos), para el proceso se utilizará un tanque de PVC para recircular la solución de hidróxido de sodio,

empaques de polipropileno en el absorbedor y los tanques de almacenamiento del producto obtenido (NaHS) de PVC <sup>[59]</sup>.

Algunas características de los principales tipos de plásticos empleados en el proceso <sup>[59]</sup>.

- El tetrafluoretileno (teflón), no sufre daños por soluciones alcalinas y ácidas excepto cloro gaseoso y flúor; resiste altas temperaturas.
- Cloruro de polivinilo (PVC), tiene excelente resistencia a los ácidos oxidantes, así como a los materiales alcalinos. La temperatura máxima de operación del PVC es de 60°C.
- Polipropileno, tiene buena resistencia a las especies químicas al igual que el polietileno y puede resistir hasta los 120°C.

## 6.10. Incremento de escala hasta nivel industrial

Existen varias técnicas para efectuar un cambio de escala, no hay un solo método que pueda manejar todos los tipos de problema de aumento de escala (aproximación experimental; planteamiento matemático de las ecuaciones diferenciales; semejanza geométrica, semejanza dinámica y cinemática, estos dos últimos no siempre se pueden obtener al mismo tiempo) [64]

### 6.10.1 Aumento de escala del reactor [66]

Para este proceso se consideró el criterio de semejanza geométrica.

- **Semejanza geométrica.** Considerando la relación geométrica a nivel piloto, se tiene las siguientes relaciones.

$$\frac{D_{a1}}{D_{t1}} = \frac{D_{a2}}{D_{t2}}; \frac{W_1}{D_{a1}} = \frac{W_2}{D_{a2}}; \frac{E_1}{D_{t1}} = \frac{E_2}{D_{t2}}, etc$$

**Donde:**

$D_a$ : diámetro del agitador (m)

$D_t$ : diámetro del tanque (m)

$W$ : ancho del impulsor (m)

$E$ : altura o nivel del líquido (m)



Los subíndices 1 y 2, se refieren a la escala piloto e industrial respectivamente.

La relación de escalamiento, se puede expresar como una relación de volúmenes, por lo que se tiene:

$$\frac{V_2}{V_1} = \frac{\pi(D_{t2})^3 / 4}{\pi(D_{t1})^3 / 4} = \frac{(D_{t2})^3}{(D_{t1})^3}$$

$$R = \frac{D_{t2}}{D_{t1}} = \left( \frac{V_2}{V_1} \right)^{\frac{1}{3}} \dots (i)$$

Utilizando el valor de  $R$ , para calcular las nuevas dimensiones del reactor industrial.

Despejando,

$$\begin{array}{lll} D_{a2} = RD_{a1} & W_2 = RW_1 & j_2 = Rj_1 \\ E_2 = RE_1 & L_2 = RL_1 & H_2 = RH_1 \end{array}$$

o

$$R = \frac{D_{a2}}{D_{a1}} = \frac{D_{t2}}{D_{t1}} = \frac{W_2}{W_1} = \frac{H_2}{H_1} = \frac{j_2}{j_1} = \frac{E_2}{E_1} \dots (ii)$$

Asumiendo:

$$V_2 = 18,5V_1$$

$$V_2 = 1239,5L$$

Reemplazando tenemos el volumen del reactor industrial ( $V_2$ )

**Calculando  $R$ :**

$$R = \left( \frac{1239,5}{67} \right)^{\frac{1}{3}} = 2,62$$

Sustituyendo en la ecuación (ii) se logra definir las demás dimensiones, las cuales se presentan en las siguientes tablas.

**TABLA 33.** Dimensiones del reactor industrial

Parámetro	Valor(cm)
Altura del cuerpo del reactor( $h'$ )	94,29
Altura del toriesférico	28
<b>Altura total del reactor(<math>H_2</math>)</b>	178
Diámetro del reactor( $D_{r2}$ )	94,29

**TABLA 34.** Dimensiones del agitador industrial

Parámetro	Valor(cm)
Altura total del reactor( $H_2$ )	178
Diámetro del agitador( $D_{a2}$ )	31
Ancho de la turbina( $W_2$ )	6,3
$E_2$	31
$L_2$	8
$J_2$	8

- ✓ El agitador industrial tiene las mismas características que el de la planta piloto.

Para determinar la velocidad de rotación de la turbina ( $N$ ) del agitador industrial, se utiliza la siguiente relación:

$$N_2 = N_1 \left( \frac{1}{R} \right)^n = N_1 \left( \frac{D_{t1}}{D_{t2}} \right)^n \dots (iii)$$

Donde  $n = 1$  para igual movimiento de líquidos,  $n = 3/4$  para igual suspensión de sólidos, y  $n = 2/3$  para iguales tasas de transferencia de masa (lo que equivale a igual potencia por volumen unitario). Este valor de  $n$  se basa en consideraciones empíricas y teóricas.

Sustituyendo en la ecuación (iii) la velocidad del agitador industrial viene dado de la siguiente manera:

$$N_2 = 14,3 rps \left( \frac{1}{2,62} \right)^{2/3}$$

$$N_2 = 7,52 rps$$

Calculando la potencia del agitador industrial:

$$P_2 = \frac{\phi \rho n^3 D_i^5}{g} \dots (iv)$$

El valor del factor de potencia ( $\phi$ ) es 7, porque a medida que aumenta el número de Reynolds, el valor del  $\phi$  es constante (ver anexo 2.12).

Reemplazando en la ecuación (iv), la potencia del agitador industrial viene dado de la siguiente manera:

$$P_2 = \frac{7 * 1263,5 kg/m^3 * (7,52)^3 (rps)^3 * (0,3143)^5 * (m)^5}{9,81 m/s^2}$$

$$P_2 = 1175,92 kg - m/s = 11,53 kW = 15,46 HP$$

#### **6.10.2. Aumento de escala para el absorbedor**

El objetivo es el incremento de escala en una torre de mayor capacidad, empleando el mismo empaque y fluidos con las mismas características iniciales y finales, en las mismas proporciones y a la misma temperatura de operación.

La operación de una torre empacada se evalúa en términos del coeficiente de transferencia de masa ( $K_L$ ). El cual se mantiene constante en un sistema.

En la siguiente tabla se presenta las dimensiones del absorbedor industrial.

**TABLA 35.** Dimensiones del absorbedor industrial

Parámetro	Valor	Unidades
Área del absorbedor	0,0698	m <sup>2</sup>
Velocidad de inundación	4841,46	kg/m <sup>2</sup> -h
Flujo del líquido( $G_x$ )	44 440	kg/m <sup>2</sup> -h
Flujo del gas( $G_y$ )	6 633	kg/m <sup>2</sup> -h
Flujo del líquido molar( $L$ )	2 200,00	kmol/m <sup>2</sup> -h
Flujo del gas molar( $G$ )	198	kmol/m <sup>2</sup> -h
Número de Reynolds	30 716,22	----
$J_d$	0,019 782 89	----
$K_L$	30,00	m/h

**TABLA 36.** Datos para determinar la integral

$C_a$	$P_a$	$C_b$	$C_b/C_a$	$K_L/K_L^0$	$K_L$	$1/(K_L C_a)$
0,019 126 8	0,396	0,002 74	0,143 25	1,2	36	1,45
0,013 210 05	0,273 5	0,002 91	0,220 29	1,4	42	1,80
0,007 293 3	0,151	0,003 07	0,420 93	1,6	48	2,86

Según los datos proporcionados en las Tablas 35 y 36, se tiene:

- **Diámetro del absorbedor industrial**

$$D = 0,35m$$

Considerando un factor de seguridad 15% <sup>[59]</sup>, entonces se tiene:

$$D = 0,40m$$

- **Altura del absorbedor industrial**

Evaluando en:

$$h = \frac{L_m}{\rho_m a} \int_{C_{a1}}^{C_{a2}} \frac{dC_a}{K_L C_a}$$

El valor de la integral es calculado por el método de Simpson  $\frac{1}{3}$

$$\int_{C_{a1}}^{C_{a2}} \frac{dC_a}{K_L C_a} = \int_{x_0}^{x_2} f(x) dx = 0,01324559$$

Entonces calculando la altura:

$$H = 3,00m$$

Considerando un factor de seguridad 15% <sup>[62]</sup>, entonces se tiene:

$$H = 3,45m$$

### 6.10.3. Incremento de escala para la bomba <sup>[66]</sup>

El aumento de la escala de una bomba no siempre es posible aplicando semejanza geométrica, por lo cual aplicaremos las leyes de afinidad.

**Leyes de afinidad:**

$$\frac{q_1}{q_2} = \frac{N_1}{N_2} \dots\dots(i)$$

$$\frac{H_1}{H_2} = \frac{q_1^2}{q_2^2} = \frac{N_1^2}{N_2^2} \dots\dots(ii)$$

$$\frac{W_1}{W_2} = \frac{H_1 q_1}{H_2 q_2} = \frac{N_1^3}{N_2^3} \dots\dots(iii)$$

Donde:

La capacidad  $q_1$  en  $m^3/s$ , la velocidad  $N_1$  en rpm, la carga  $H_1$  en m y la  $W_1$  es la potencia consumida.

Usando la relación (i), se tiene:

**TABLA 37.** Datos de entrada para calcular  $q_2$ 

Parámetro	Valor
Caudal – $q_1$ (m <sup>3</sup> /s)	0,002 50
Velocidad – $N_1$ (rpm)	160
Velocidad – $N_2$ (rpm)	388

El subíndice 1 corresponde a la planta piloto y el subíndice 2 a la planta industrial.

Reemplazando,

$$\frac{0,00250}{q_2} = \frac{160}{388}$$

El valor del caudal en la planta industrial ( $q_2$ ) es:

$$q_2 = 0,00606 \text{ m}^3 / \text{s}$$

**TABLA 38.** Especificaciones del sistema de bombeo industrial

Parámetro	Valor	Unidades
Densidad	1 010,36	kg/m <sup>3</sup>
Altura de ingreso ( $Z_a$ )	0,49	m
Altura de salida ( $Z_b$ )	4,01	m
Gravedad ( $g$ )	9,81	m/s <sup>2</sup>
Caudal ( $q_2$ )	21,80	m <sup>3</sup> /h
Flujo másico	6,12	kg/s
Área	0,000 69	m <sup>2</sup>
Presión de succión ( $P_a$ )	1,05	atm
Presión de descarga ( $P_b$ )	1,39	atm

Para flujos turbulentos, el factor de energía cinética  $\alpha$  puede tomarse como 1,0 con un error despreciable.

La velocidad en el **punto a** es despreciable debido al gran diámetro del tanque en comparación con el de la tubería.

Se desprecian las pérdidas por fricción.

Para una tubería de 2 pulg, cédula 40, se tiene un área de sección transversal de 1,075 pulg<sup>2</sup>.

Según los datos proporcionados en las Tablas 36 y 37, se tiene:

- Velocidad en el punto b.

$$V_b = 8,78 m/s$$

- Trabajo de la bomba

$$-\eta W_p = 107,57 J/kg$$

Eficiencia de 45%

$$W_p = 239,06 J/kg$$

- Potencia de la bomba

$$P_B = 1,4627 kW = 1,9614 hp$$

- Carga de succión positiva neta disponible  $(NPSH)_D$

$$(NPSH)_D = 4,721 m$$



#### 6.10.4. Aumento de escala para el soplador

En el incremento de escala del soplador se considerarán las mismas condiciones. Sin embargo, el flujo de gas a procesar es todo el proveniente de la planta y no una parte como en la planta piloto.

**TABLA 39.** Especificaciones del diseño del soplador

Parámetro	Valor	Unidades
Temperatura( $T_1$ )	313,15	K
Temperatura( $T_2$ )	328	K
$\gamma = C_p/C_v$	1,3	-----
$R$	8 314,3	J/kmol-K
Masa molecular ( $PM$ )	34	kg/kmol
Flujo másico ( $m$ )	0,15	kg/s
Eficiencia	80	%

Si se tiene la relación,

$$\left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\gamma-1/\gamma} = 1,05$$

Según los datos proporcionados en la tabla 38, se tiene:

- **Trabajo del soplador**

$$W_s = 16591,715 J / kg$$

- **Potencia del soplador**

$$Po = 2,281 kW = 3,059 HP$$

## **6.11. Requerimiento de servicios auxiliares**

### **Electricidad**

La electricidad es la fuente primaria de potencia. Se usa para accionar bombas, sopladores y otros equipos mecánicos; accionamiento de instrumentos y alumbrado.

Se dispone en nuestro medio, terminales trifásicos de tres hilos.

La energía total entregada en el proceso se calcula a través de la potencia consumida de los equipos durante las horas de operación.

### **Agua para uso general**

El uso del agua en este proceso es en el reactor, tanque de recirculación y en las operaciones de lavado.

## **7. ANÁLISIS ECONÓMICO**

### **7.1. Aspectos económicos**

La evaluación económica representa uno de los pilares fundamentales en la toma de decisiones de un proyecto, ya que de ella depende la elección de una determinada opción.

#### **7.1.1. Estructura de la inversión <sup>[71]</sup>**

Como en todos los procesos químicos, es necesario invertir capital y conocer las operaciones que se realizarán (adquisición e instalación de equipos, terreno y distintas actividades). Se considera que los costos más altos corresponden al de los equipos. A continuación se describen los principales parámetros que serán considerados para determinar la inversión.

#### **A. INVERSIÓN DE CAPITAL:**

La inversión de capital representa el capital necesario que se debe invertir para poder diseñar, construir y poner en marcha el proyecto. La inversión de capital está formado por:

##### **i. Costos directos:**

Los costos directos están relacionados con la instalación de la planta de tratamiento.

✓ **Equipos:**

Incluye todas las máquinas, artefactos o sistemas prefabricados como tanques, intercambiadores de calor, absorbedores, bombas, compresores, motores, tableros de control.

El costo de los equipos constituye la base de la mayoría de los métodos de estimación de los costos de capital fijo. Los precios que indican los fabricantes o suministradores de equipos son los más seguros o fiables.

✓ **Instalación de equipos:**

Este costo requiere mano de obra, soportes, gastos de construcción y otros factores relacionados con los mismos.

✓ **Accesorios:**

Incluye material como tuberías, válvulas, accesorios para tubos, alambres y cables, tubo especial y aislamiento.

✓ **Instrumentación y control:**

Se estima en función de la importancia de un control automático en los diferentes equipos y procesos.

ii. **Costos indirectos:**

Estos costos están relacionados con la correcta operación de la planta de tratamiento.

✓ **Gastos de construcción:**

Incluye el costo del equipo de construcción, herramientas, máquinas soldadoras y otros que se emplean para la construcción pero no son parte permanente de la planta.

✓ **Ingeniería:**

Principalmente mano de obra.

✓ **Contingencia e imprevistos:**

Considera los costos involucrados por cambio en las líneas de proceso, equipos adicionales, accidentes de construcción y otros.

iii. **Capital de trabajo y puesta en marcha:**

Incluyen los costos debido a los activos corrientes, necesarios para la operación normal del proceso y los costos de las pruebas de arranque.

En las siguientes tablas se presentan en detalle los costos directos.

**TABLA 40.** Costo de equipos y accesorios puestos en planta

Equipo	Valor (\$/.)
Reactor	4 020,17
Torre de absorción empacada	7 112,50
Bomba centrífuga	5 029,18
Soplador centrífugo	3 193,55
Tanque de recirculación de PVC(60L)	550,00
Tubería total, válvulas, etc.	4 731,00
<b>Total</b>	<b>25 736,40</b>

**Nota:** El costo de instalación de los equipos y accesorios están incluidos en la tabla (adicionado al costo de tuberías, válvulas).

**TABLA 41.** Costo de instrumentación y control

Costo	Valor (\$/.)
Accesorios diversos (potenciómetro, anemómetro, detector de H <sub>2</sub> S, medidor de temperatura, medidor de velocidad, transmisor de flujo de gas)	1 960,00
<b>Total</b>	<b>1 960,00</b>

Las características de los accesorios están especificados en los anexos.

**TABLA 42.** Costo directo total

Costo	Valor (\$/.)
Costo directo total (C.D.T)	26 596,40
<b>Total</b>	<b>26 596,40</b>

En la Tabla 43 se incluyen los costos de ingeniería y construcción, las contingencias e imprevistos. La ingeniería y construcción se consideró un 30% del costo directo (C.D.T) y las contingencias e imprevistos como un 10% de (C.D.T) <sup>[71]</sup>

**TABLA 43.** Costos indirectos

<b>Costo</b>	<b>Valor (S/.)</b>
Ingeniería y construcción(30% de C.D.T)	7 978,92
Contingencia e imprevistos(10% de C.D.T)	2 659,64
<b>Total</b>	<b>10 638,56</b>

Sumando los costos directos e indirectos, se obtiene el costo de capital fijo, que se muestra en la Tabla 44.

**TABLA 44.** Costo de capital fijo

<b>Costo</b>	<b>Valor (S/.)</b>
Capital fijo(C.F)	37 234,96
<b>Total</b>	<b>37 234,96</b>

De otro lado, el costo de capital de trabajo y puesta en marcha se muestran en la Tabla 45. Incluyen los reactivos utilizados en los análisis químicos, materia prima, seguros y energía requerida para la puesta en marcha del tratamiento. Estos valores fueron calculados de acuerdo a la cantidad de pruebas, cinco en total, en un período de cinco meses, aproximadamente. Además el costo de repuestos se considera un 2% del costo directo (C.D.T) <sup>[71]</sup>.

**TABLA 45.** Costo de capital trabajo y puesta en marcha

Equipo	Valor (S/.)
Materia prima: NaOH al 50%	219,26
Reactivos químicos	7 339,27
Salarios(obreros)	2 500,00
Seguros	300,00
Repuestos(2% de C.D.T)	531,93
<b>Total - capital de trabajo</b>	<b>10 890,46</b>

**Nota:** A continuación se muestran algunas consideraciones.

- La cantidad de NaOH al 50% utilizada es 200 kg.
- El número de análisis realizados en total fueron 200, y la cantidad de reactivos químicos utilizados están referidos al método mencionado anteriormente.
- Para determinar el salario se trabajó con contratistas en un total de 6 trabajadores que han realizado el trabajo de instalación y puesta en marcha de la planta piloto por un periodo de quince días.

Por lo tanto el costo total de la inversión de capital incluye la suma de los costos de capital fijo (C.F.) y los costos del capital de trabajo y puesta en marcha. Estos se muestran en la Tabla 46.



**TABLA 46.** Total de la inversión inicial de capital para el sistema propuesto.

Costo	Valor (S/.)
Inversión total de capital	48 125,42
<b>Total</b>	<b>48 125,42</b>

**B. COSTOS DE TRATAMIENTO Y OPERACIÓN ANUAL:**

Los costos anuales de operación de la planta de tratamiento incluyen los costos de operación y los costos por tratamiento.

✓ **Costos de operación:**

Se consideran costos de operación a los costos generales de la planta independientes del volumen de gas tratado. Esto incluye remuneraciones, mantenimiento y reparación de equipos.

✓ **Costos de tratamiento:**

Los costos de tratamiento, incluyen: soda caustica y reactivos para análisis. Por otro lado, se considera el consumo de energía eléctrica de los equipos instalados.

Los costos de operación (costos fijos) son los costos que se contraen sin tener en cuenta la operación de la planta. Los parámetros que se consideran como costos de operación se muestran en la siguiente tabla.

Para determinar el costo de mantenimiento y operación se consideró como un 5% del costo directo total (C.D.T). Los seguros se consideraron típicamente como un 2% del costo de capital fijo (C.F) <sup>[71]</sup>.

Los resultados se muestran en la Tabla 47.

**TABLA 47.** Costo de operación (costo fijo)

Ítem	Valor (S/.)
Mantenimiento y reparaciones(5% de C.D.T)	1 329,82
Mano de obra directa	25 150,00
Seguros(2% de C.F)	744,70
<b>Total - costo de operación</b>	<b>27 224,52</b>

**La base de cálculo fue de un año.**

**Nota:** Se presentan algunas consideraciones a tener en cuenta.

- Se consideran como mano de obra: dos operarios, teniendo en cuenta que el sistema de tratamiento depende de la operación de la planta y esta a su vez funciona en un horario de ocho horas y de lunes a sábado.
- Además uno de los operarios gana S/. 1 150,00 (debido a su experiencia) y el otro S/. 950,00.

✓ **Depreciación:**

La depreciación es un cargo a los costos cuyo valor en términos monetarios nos permite recuperar el capital invertido en activos fijos e intangibles sujetos a deterioro, envejecimiento, desgaste, agotamiento u obsolescencia al final de la vida económica de estos. La ley generalmente solo

permite la depreciación de la inversión del capital fijo y no el capital total, ya que el capital de trabajo o circulante no se consume y se puede recuperar al final del proyecto<sup>[71]</sup>.

Puesto que la depreciación es uno de los cargos fijos mayores en los costos totales de los productos, las regulaciones del gobierno del Perú establecen en el **D.S. 136-2011-EF, aprobado el 9 de julio del 2011, la modificación de varios artículos del Reglamento de la Ley del Impuesto a la Renta**, una depreciación anual del 20% del capital fijo. (Ver Anexo 2.18)

Para el cálculo se ha empleado el método lineal<sup>[73]</sup> y se ha depreciado en cinco años toda la inversión en activos fijos e intangibles, excepto el valor del terreno.

**Método lineal:**

$$D = \frac{C - C_i}{n}$$

**Donde:**

*D*: depreciación anual, (soles/año)

*C*: costo del capital fijo (S/.)

*C<sub>i</sub>*: costo de reventa o desgaste(S/.)

*n*: duración del periodo de vida útil(años)

Aplicando el método lineal, se tiene:

$$D = \frac{38774,96 - (0,20 * 38774,96)}{5}$$

Reemplazando, se tiene el costo de depreciación en la siguiente Tabla 48.

**TABLA 48.** Costo de depreciación

Ítem	Valor (\$/.)
Equipos y accesorios	5 957,59
<b>Total</b>	<b>5 957,59</b>

Por lo tanto para determinar los costos de operación total se incluyó el costo de depreciación. Los resultados se muestran en la Tabla 49.

**TABLA 49.** Costos de operación sumados al costo de depreciación

Costo	Valor (\$/.)
Costo de operación total	33 182,11
<b>Total</b>	<b>33 182,11</b>

Los costos del tratamiento (costos variables), son los costos que son proporcionales al rendimiento o a la velocidad de operación.

El costo de energía y agua dependió básicamente de las horas de funcionamiento de los equipos (cuatro horas). Asimismo, los costos de energía y de agua fueron consultados de acuerdo a las tarifas fijadas para el sector industrial. Como se aprecia a continuación.

**TABLA 50.** Costo de tratamiento (costo variable)

Ítem	Unidad	Valor(S/.)
Electricidad	kWh	70,68
Agua	m <sup>3</sup>	5,12
Materia prima: NaOH al 50%	kg	219,26
Reactivos químicos	kg	7 339,27
<b>Total - costo de tratamiento</b>		<b>7 634,33</b>

**La base de cálculo fue de un año.**

**Nota:** Se presentan algunas consideraciones a tener en cuenta.

- El consumo de energía ha sido evaluado considerando la potencia del motor del agitador, bomba de recirculación y soplador.

De este modo, los costos totales de operación anual del sistema de tratamiento del H<sub>2</sub>S estarán determinados por la suma del costo de operación y del costo de tratamiento. Este resultado se muestra en la Tabla 51.

**TABLA 51.** Costo anual de operación del sistema de tratamiento del sulfuro de hidrógeno.

Costo	Valor (S/.)
Costo total de operación anual	40 816,44
<b>Total</b>	<b>40 816,44</b>

### 7.1.2. Justificación económica

La empresa ha destinado 4% de sus ingresos netos en el tratamiento del  $H_2S$  que se genera como parte de uno de sus procesos productivos.

A diferencia de un proceso productivo, la implementación de este sistema no genera una recuperación del capital.

### 7.1.3. Evaluación económica a escala industrial

El aumento de escala de la planta de pruebas de este sistema de tratamiento significa un aumento de la capacidad de los equipos como son: bomba de recirculación, soplador, reactor, absorbedor; de igual manera, en los materiales de construcción en cuanto a diámetros y longitud.

En la siguiente tabla se muestran las especificaciones de los equipos en la planta industrial.

**TABLA 52.** Información de los equipos requeridos en la planta industrial

Equipo	Capacidad/tamaño	Material de construcción
Reactor	Diámetro: 0,94m, altura: 1,78m	Acero inoxidable
Absorbedor	Diámetro: 0,40m, altura: 3,45m	Acero inoxidable
soplador	Centrifuga, potencia: 2,28kW	Acero inoxidable
Bomba de recirculación	Centrifuga, potencia: 1,46kW	Acero inoxidable

Para determinar el costo total de la planta de tratamiento a nivel industrial usaremos el algoritmo de seis pasos<sup>[65]</sup>, que consiste:

1. Obtener el costo base de cada uno de los equipos,  $C_P^0$ .

$C_P^0$ , es determinado de la siguiente manera:

$$\log_{10} C_P^0 = K_1 + K_2 \log_{10}(A) + K_3 [\log_{10}(A)]^2$$

**Donde:**

$A$ : es la capacidad o tamaño del equipo. Los valores de  $K_1$ ,  $K_2$  y  $K_3$  dependen de las características de los equipos. Ver Anexo 2.19.

2. Encontrar la relación correcta para el factor de modulo en cada equipo
3. Encontrar el factor de presión para intercambiadores, bombas y depósitos,  $F_P$  y el factor de construcción de los materiales,  $F_M$ ; para calcular el factor de módulo en cada equipo,  $F_{BM}$ .

$F_{BM}$ , es determinado de la siguiente manera con la ecuación anterior.

$F_M$ , es determinado usando el gráfico del Anexo 2.20.

$F_P$ , es determinada de la siguiente manera

$$\log_{10} F_P = C_1 + C_2 \log_{10} P + C_3 [\log_{10} P]^2$$

**Donde:**

Los valores de  $C_1$ ,  $C_2$  y  $C_3$  dependen de las características de los equipos. Ver Anexo 2.21.

4. Encontrar el factor de modulo para otros equipos,  $F_{BM}$ .
5. Encontrar el costo de módulo en cada equipo,  $C_{BM}$ .

$C_{BM}$ , es determinado de la siguiente manera:

$$C_{BM} = C_P^0 F_{BM} = C_P^0 (B_1 + B_2 F_M F_P)$$

**Donde:**

Los valores de  $B_1$  y  $B_2$  dependen de las características de los equipos.  
Ver Anexo 2.22.

6. Actualizar los datos a partir de la base de costos del año 2001.

Es calculado a partir de la siguiente ecuación:

$$C_2 = C_1 \left( \frac{I_2}{I_1} \right)$$

**Donde:**

$C$ , costo al comprar.

$I$ , índice de costos.



El subíndice 1 se refiere al tiempo como base del costo conocido y el 2 al tiempo del costo requerido. Para determinar los índices de costos se consideró las relaciones de Marshall y Swift, y la de una planta de Ingeniería Química a partir de 1996 hasta el 2011. Ver anexo 2.23.

**TABLA 53.** Resultados de estimación de costos a nivel industrial

Equipo	$F_p$	$F_M$	$F_{BM}$	$C_p^\circ$	$C_{BM}$	$C_{BM}^\circ$
Reactor	1,0	3,2	8,1	3 469,26	28 101,01	14 119,89
Absorbedor	-----	-----	4,2	2 225,56	9 347,35	2 225,56
Soplador	1,0	-----	5,8	580,06	3 364,35	3 364,35
Bomba de recirculación	1,0	2,2	4,9	2 524 43	12 369,71	8 179,15
<b>Total</b>	-----	---	---	8 799,31	53 182,42	27 888,95

**Notas:**

Se tiene que el factor de módulo  $F_{BM}$  para el soplador y absorbedor fue determinado a partir de tablas que se encuentran en el anexo 2.24.

Para determinar los valores de costo por módulo  $C_{BM}^\circ$ , se considera  $F_p = 1$  y  $F_M = 1$ .

Entonces el costo de la planta es:

$$C_2 = C_1 \left( \frac{I_2}{I_1} \right) = 53182,42 * \left( \frac{582}{394} \right)$$

$$C_2 = S / .78558,80$$

**Donde:**

$C_2$ : Es el costo de la planta industrial evaluado al 2011

$I_2, I_1$ : Índice de costos para una planta de Ingeniería Química (CEPCI), evaluado el año 2011 y el año 2001 respectivamente.

Por lo tanto el costo de la planta industrial en el año 2011 es:

$$C_{TM} = 1,18 \sum C_{BM} = 1,18 * (S / .53182,42) * (582/394)$$

$$C_{TM} = S / .92699,39$$

Sin embargo considerando datos actualizados hasta junio 2015 (Anexo 2.25), se tiene el costo de la planta industrial.

$$C_{TM} = 1,18 \sum C_{BM} = 1,18 * (S / .53182,42) * (558,3/394)$$

$$C_{TM} = S / .88924,52$$

**Nota:**

Cuando se refiere a una instalación completamente nueva que considera la adquisición de un terreno, se tiene:

$$C_T = C_{TM} + 0,50 \sum C_{BM}^0 = S / .92699,39 + 0,50 * (27888,95) * (558,3/394)$$

$$C_T = S / .112458,78$$

## 8. ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

Se puede apreciar a partir de las tablas 9.1 hasta la 9.4 un incremento de temperatura , en el reactor principalmente, en el intervalo entre la segunda y tercera hora de reacción, esto debido al mecanismo manual de adición del pentasulfuro de fósforo en el reactor de producción de los ácidos ditiofosfóricos (fuente de emisión), la cual origina que el flujo de  $H_2S$  generado no sea el mismo en cada hora como se aprecia en la tabla 9.8, el  $H_2S$  se hace burbujear en las diferentes concentraciones de  $NaOH$  y, a la vez, la reacción libera más energía (reacción exotérmica).

En la tabla 9.6 se observa que el pH de la solución disminuye a medida que transcurre la reacción y con el aumento de la concentración de soda cáustica, ya que el  $H_2S$  ha reaccionado formando en la primera reacción  $Na_2S$  y mientras sigue reaccionando forma el  $NaHS$  en el reactor en mayor concentración, el comportamiento de estos compuestos formados se encuentran en otros intervalos de pH, lo cual se puede apreciar en la figura 4. Mientras que en la tabla 9.7 se aprecia una ligera modificación en el pH debido a que una gran cantidad de  $H_2S$  ya quedó atrapada en el reactor y el gas residual ingresa al absorbedor.

Se puede apreciar en la tabla 9.8 que la caída de presión aumenta entre la segunda y tercera hora del proceso para todas las concentraciones, y esta cantidad es mayor en estas horas, causado por la generación del  $H_2S$  desde la

fuelle de emisi3n, este comportamiento se aprecia mejor aprecia en el anexo 2.4.

De las figuras 11, 13, 15 y 17 se aprecian los cambios de las concentraciones de NaOH, Na<sub>2</sub>S y NaHS ,en funci3n del tiempo ocasionado por la absorci3n del H<sub>2</sub>S en la soluci3n de NaOH en el reactor, mientras que en las figuras 12, 14, 16 y 18 el cambio en las concentraciones del NaOH, Na<sub>2</sub>S y NaHS es m1s lento en funci3n del tiempo en el absorbedor, porque la mayor1a del H<sub>2</sub>S ya se satur3 en el reactor, y por tanto la soluci3n dentro de esta ya no pude absorber m1s; este comportamiento se visualiza en la figura 4 y es as1 que el H<sub>2</sub>S que no es capturado pasa al absorbedor donde es tratado hasta su emisi3n final.

En las figuras 19 y 20 se aprecia una variaci3n con respecto a las figuras 11 a la 18, ya que la soluci3n de NaOH al 23% absorbe mayor cantidad de H<sub>2</sub>S. Sin embargo, concentraciones por encima de 25% la soluci3n comienza a cristalizar, seg1n el anexo 3.14.

En la figura 21, se observa un cambio con respecto a las dem1s debido a la variaci3n en las condiciones del sistema, porque se est1 utilizando una parte del NaHS del proceso anterior que reacciona inmediatamente con la NaOH.

En las tablas 10 hasta la 14 se observa que la concentraci3n de NaHS aumenta debido al incremento de la concentraci3n de la soda c1ustica en el reactor. Mientras que las concentraciones de NaHS en el absorbedor son casi parecidas, sin embargo esta soluci3n se puede utilizar hasta que no se sature

porque de lo contrario el  $\text{H}_2\text{S}$  ya no es absorbido, solo en la tabla 11 no se forma NaHS en el absorbedor porque una gran cantidad de  $\text{H}_2\text{S}$  ya quedo absorbido en el reactor y por lo tanto solo se forma  $\text{Na}_2\text{S}$ , solución que aún puede seguir como parte del proceso.

En las tablas 18.1 a 18.4 se ha obtenido una mayor concentración del NaHS la cual obedece al cambio de sistema de operación partiendo de una solución de NaHS con NaOH al 50% en la producción industrial.

En la tabla 19.7 se aprecia la variación del porcentaje de absorción de  $\text{H}_2\text{S}$ , donde la mayor cantidad se produce con una solución de NaOH al 23% en el reactor.

En la tabla 20.7 se aprecia un menor porcentaje de absorción del  $\text{H}_2\text{S}$  debido a que solo se tratan los gases que no fueron capturados y por lo cual este equipo cumple el papel de un lavador de gases (scrubber).

## 9. CONCLUSIONES

Se puede concluir que la reacción del  $\text{H}_2\text{S}$  en soluciones de  $\text{NaOH}$  es exotérmica.

El porcentaje de absorción del  $\text{H}_2\text{S}$  aumenta conforme se incrementa la concentración de  $\text{NaOH}$ .

Se logra absorber mayor cantidad de  $\text{H}_2\text{S}$  con una solución de  $\text{NaOH}$  al 23% en el reactor.

Finalmente, el absorbedor cumple la función de eliminar el  $\text{H}_2\text{S}$  residual que no haya reaccionado en el reactor.

## **10. RECOMENDACIONES**

Efectuar las mediciones cada media hora para contar con una mayor cantidad de datos para el análisis correspondiente.

Se sugiere realizar tres corridas para cada concentración de NaOH para la repetitividad de los datos que ayudarán a un mejor análisis.

Se recomienda efectuar la cristalización del NaHS para un mejor transporte y reducción de su olor característico.

Realizar el análisis químico inmediatamente realizado el muestreo del producto NaHS para evitar variaciones en los resultados por el envejecimiento de la muestra.

## 11. BIBLIOGRAFÍA

1. Hans Baehr, Karl Braus, "Recovery of hydrogen sulphide from gases", US 20832138, 8 de junio de 1937.
2. Saddington A., "Manufacture of sodium sulfides", U.S. 2409392, 15 de octubre de 1946.
3. Markant Henry P, Phillips Norman D, Shah Indravadan S., "System for absorbing H<sub>2</sub>S gases", U.S. 3471249, 7 de octubre de 1969.
4. Walter C. Meuly, "Process for the removal of hydrogen sulfide from gaseous streams by catalytic oxidation of hydrogen sulfide to sulfur while inhibiting the formation of sulfur oxides", U.S. 4009251, 22 de febrero de 1977.
5. Rabindra Kumar Sinha, Norman J. Wagner, Ronald S. Joyce, "Impregnated activated carbon for improved removal of malodorous compounds", U.S. 4072479, 7 de febrero de 1978.
6. Donald M. Fenton, Byron B. Woertz, "Process for the treatment of hydrogen sulfide gas streams", U.S. 4083945, 11 de abril de 1978.
7. Kurt Nolden, "Process for treatment of residual gas", U.S. 4181507, 1 de junio de 1980.
8. Spencer G. Sharp, "H<sub>2</sub>S Abatement process", U.S. 4363215, 14 de diciembre de 1982.
9. Roop C. Jain, "Odor control system", U.S. 5876662, 2 de marzo de 1999.



10. Acosta Moreno Francisco, Desodorización de las emisiones de una estación depuradora de aguas residuales mediante absorción química, Universidad de Cádiz, abril 2005.
11. Estrella Maldonado Estrella Maldonado, Evaluación de procesos para endulzamiento del gas de producción, Universidad de Ingeniería, 2010.
12. Gonzales Sánchez Armando, Estudio de la Oxidación Biológica de Compuestos reducidos de azufre por un consorcio alcalófilo en un biorreactor, Universidad Autónoma Metropolitana, Iztapalapa, diciembre 2006.
13. Borde Lawson E., Gerhart Edwin T., "Production of Concentrated Sodium Hydrosulphide Solutions", U.S. 2346550, 11 de abril de 1944.
14. Electro química Mexicana(FMC), Control de olor y corrosión en plantas de tratamiento de aguas residuales con peróxido de hidrógeno,  
[http://www.aniq.org.mx/pqta/pdf/Control%20de%20olor%20y%20corrosion%20en%20PTARM%20\(LIT\).pdf](http://www.aniq.org.mx/pqta/pdf/Control%20de%20olor%20y%20corrosion%20en%20PTARM%20(LIT).pdf)
15. Arévalo Uribe, Tratamiento de gas natural, Universidad Nacional Experimental Politécnica de la Fuerza Armada Nacional, Venezuela, 2013.
16. Águila Abia L., Rejo Coira M.V., R. Vieira Miguel, La Eliminación de Sulfuros en el Tratamiento de Efluentes Líquidos Peligrosos, Madrid, octubre 2003.
17. FLARGENT Equipos, servicios y tecnología para el Procesamiento de Gas, Petróleo y agua de producción, Endulzamiento de Gas Natural con Sulfratreat, Buenos Aires, [www.flargent.com/index-SP.php](http://www.flargent.com/index-SP.php).

- 18.** Ramírez Muñoz Martín, Viabilidad de un proceso para la Eliminación conjunta de  $H_2S$  y  $NH_3$  contenido en efluentes gaseosos, Universidad de Cádiz-España, junio, 2007.
- 19.** Escobar Guerrero Víctor, Arellano García Luis Alberto, Mendoza Vargas Edgar Eduardo, zamudio Guerrero Jesús, Eliminación de Olores de una Corriente Gaseosa, usando un Biofiltro de lecho escurrido, Universidad Autónoma Metropolitana Iztapalapa. México, D.F., julio 2006.
- 20.** Ministerio del ambiente, Estándares de Calidad Ambiental (ECA),  
[www.minam.gob.pe/index.php?option=com\\_content&view=article&id=102%3Aestandares-ambientales&catid=22%3Abiodiversidad&Itemid=137](http://www.minam.gob.pe/index.php?option=com_content&view=article&id=102%3Aestandares-ambientales&catid=22%3Abiodiversidad&Itemid=137)
- 21.** NORMAS LEGALES El Peruano Pág. 246589.
- 22.** Occupational Safety & Health Administration (OSHA), Toxic and Hazardous Substances,  
[www.osha.gov/pls/oshaweb/owadisp.show\\_document?p\\_table=STANDARD&p\\_id=9993](http://www.osha.gov/pls/oshaweb/owadisp.show_document?p_table=STANDARD&p_id=9993).
- 23.** National Institute for occupational safety and Health (NIOSH), Pocket Guide to Chemical Hazards, [www.cdc.gov/niosh/npg/npgd0337.html](http://www.cdc.gov/niosh/npg/npgd0337.html).
- 24.** Raymond Chang, Química, séptima edición, Editorial Mc Graw-Hill Interamericana S.A., México, julio 2002, pp. 863,829,671, apéndice 2.
- 25.** Agency for Toxic Substances and Disease Registry (ATSDR), ToxFAQs, [www.atsdr.cdc.gov/es/phs/es\\_phs114.pdf](http://www.atsdr.cdc.gov/es/phs/es_phs114.pdf)

- 26.** THE LINDE GROUP, Hoja de seguridad del material (msds) sulfuro de hidrógeno,  
[www.linde-gas.com.ar/International/WEB/LG/AR/likelgar.nsf/RepositoryByAlias/pdf\\_sulfuro\\_hidro/\\$FILE/sulfuro%20de%20hidr.pdf](http://www.linde-gas.com.ar/International/WEB/LG/AR/likelgar.nsf/RepositoryByAlias/pdf_sulfuro_hidro/$FILE/sulfuro%20de%20hidr.pdf).
- 27.** Delta Automation Inc., Toxicity of Hydrogen Sulfide by concentration,  
<https://deltaautomation.wordpress.com/2010/04/30/tech-tip-hydrogen-sulfide/>
- 28.** TDC, LLC Genesisenergy Company, toxicity chart for hydrogen sulfide,  
[http://www.genesisenergy.com/assets/\\_RefineryServices/Handbook/10-Hydrogen-Sulfide-Toxicity.pdf](http://www.genesisenergy.com/assets/_RefineryServices/Handbook/10-Hydrogen-Sulfide-Toxicity.pdf).
- 29.** Norbert Adolph Lange, Handbook of Chemistry, tenth edition, Mc Graw-Hillbook Company, p. 1101.
- 30.** The engineering toolbox, Solubility of Hydrogen Sulfide -  $H_2S$  - in Water,  
[www.engineeringtoolbox.com/gases-solubility-water-d\\_1148.html](http://www.engineeringtoolbox.com/gases-solubility-water-d_1148.html).
- 31.** . Valderrama José O, Información Tecnológica, Vol. 11-N° 1, 2000, p.168,  
[http://books.google.com.pe/books?id=\\_pmuc2\\_F0kAC&pg=PA168&dq=h2s+en+funcion+del+ph&hl=es&sa=X&ei=1CGmT6zbOYrV0QHN6YiSBQ&ved=0CDwQ6AEwAQ#v=onepage&q=h2s%20en%20funcion%20del%20ph&f=false](http://books.google.com.pe/books?id=_pmuc2_F0kAC&pg=PA168&dq=h2s+en+funcion+del+ph&hl=es&sa=X&ei=1CGmT6zbOYrV0QHN6YiSBQ&ved=0CDwQ6AEwAQ#v=onepage&q=h2s%20en%20funcion%20del%20ph&f=false)
- 32.** Corporación Química Venezolana CORQUIVEN C.A., hoja de seguridad del hidróxido de sodio, <http://www.corquiven.com.ve/PDF/MSDS-HIDROXIDO-DE-SODIO.pdf>

- 33.** National Institute for occupational safety and Health (NIOSH) Pocket Guide to Chemical Hazards, [www.cdc.gov/niosh/npg/npgd0565.html](http://www.cdc.gov/niosh/npg/npgd0565.html)
- 34.** Perry John H., Manual del Ingeniero Químico, publicada por Mc Graw-Hillbook Company Inc., Quinta edición (segunda edición en español), Volumen I, p. 263.
- 35.** Solvay Chemicals International S.A., Liquid caustic soda – density, [www.solvaychemicals.com](http://www.solvaychemicals.com).
- 36.** FOSFOQUIM. Expertos en la química del fósforo y del azufre, Hoja de Datos de seguridad productos químicos, [www.fosfoquim.cl/2008/home.php](http://www.fosfoquim.cl/2008/home.php).
- 37.** Kirk – Othmer, Encyclopedia of Chemical Technology, 4<sup>th</sup> Edition, pp. 208,209.
- 38.** Favela Pro S.A. de C.V. Fagalab, Hoja de seguridad del Na<sub>2</sub>S, <http://www.fagalab.com/Hojas%20de%20Seguridad/SULFURO%20DE%20SODIO.pdf>.
- 39.** Lawson E. Border and Edwin T. Gerhart, US Pat. N° 2346550, “Production of Concentrated Sodium Hydrosulphide Solutions”, U.S. 2346550, 11 de abril de 1944.
- 40.** Simons C.S ,Hydrogen Sulphide as a Hydrometallurgical Reagent ,Unit Processes in hydrometallurgy, Wadsworth,M. E & Davies, F.T. (Eds),Gordon & Breach, pp. 592-616, 1964.

- 41.** Rao S. R, Hepler L.G; Equilibrium Constants and thermodynamics of ionization of aqueous hydrogen sulphide, Hydrometallurgy, 166/67, Vol 2, p. 293.
- 42.** Haruo Hikita ,Haruo Ishikawa and Yasumasa Murakami ,Absorption of hydrogen sulphide into sodium Hydroxide Solutions in an agitated vessel with a flat gas-liquid interface.
- 43.** Coulson J.M., Richardson J.F., Chemical Engineering, quinta edición-volume 2, primera publicación, 1955, pp. 656-678.
- 44.** Lange, John A. Dean, Manual de Química, decimotercera edición (primera edición en español), impreso en México, pp. 9-30, 9-60, 9-61.
- 45.** Kirk–Othmer, Enciclopedia de Tecnología Química, primera edición en español, unión Tipográfica Editorial Hispano Americana (UTEHA), 1996, pp.972-974.
- 46.** Fluke, Termómetros por infrarrojos y de contacto Fluke 568 y 566, [www.fluke.com/fluke/eses/Thermometers/Fluke-568-566.htm?PID=56090](http://www.fluke.com/fluke/eses/Thermometers/Fluke-568-566.htm?PID=56090).
- 47.** Instrumart,[www.instrumart.com/products/10209/dynasonics-ufx-series-ultrasonic-flow-meter](http://www.instrumart.com/products/10209/dynasonics-ufx-series-ultrasonic-flow-meter).
- 48.** Farnell, Hanna instruments-HI-98127 medidor de pH, termómetro, impermeable, <http://es.farnell.com/hanna-instruments/hi-98127/medidor-de-ph-termometro-impermeable/dp/3695876>.
- 49.** Yokogawa Electric Corporation, EJX110A Differential Pressure Transmitter, [www.yokogawa.com/fld/PRESSURE/EJX/fld-ejx110a-01en.htm](http://www.yokogawa.com/fld/PRESSURE/EJX/fld-ejx110a-01en.htm)

- 50.** Zamtsu Corporación S.R.L. , Proforma N° 1565/zc/11
- 51.**Method EPA 16A, Determination of total reduced sulfur emissions from stationary sources (impinger technique), [www.epa.gov/ttn/emc/promgate/m-16a.pdf](http://www.epa.gov/ttn/emc/promgate/m-16a.pdf).
- 52.** TDC, LLC Genesisenergy Company, Sodium Hydrosulfide Analytical procedure, [www.tdc-home.com](http://www.tdc-home.com).
- 53.** Douglas A. Skoog, Donald M. west, F. James Holler, Stanley R. Crouch, Química analítica, séptima edición, Editorial Mc Graw-Hill Interamericana S.A.,p. 282.
- 54.** Felder Richard M., Rousseau Ronald W., Principios elementales de los procesos químicos, tercera edición, Editorial Limusa S.A. de C.V. México 2003, cap. 4, cap.7, cap. 9, pp.47-59.
- 55.** Mc Cabe Warren L., Smith Julian C., Harriott Peter, Operaciones Unitarias en Ing. Química, séptima edición, Mc Graw Hill/Interamericana Editores S.A. de C.V., México, cap. 8, cap. 9.
- 56.** Brown George Granger, Operaciones básicas de Ing. Química, editorial Marin S.A., Nicaragua 85-95, cap. 34.
- 57.** Fogler H. Scott, Elementos de ingeniería de las reacciones químicas, tercera edición, Pearson Educación, México 2001, pp. 426-440.
- 58.** Ocon García Joaquín, Tojo Barreiro Gabriel, Problemas de Ing. Química. Operaciones básicas, Tomo II, p. 48-49.

- 59.** Peters Max S., Timmerhaus Klaus D., Plant Design and Economics for Chemical Engineers, Mc Graw Hill Chemical Engineering series, 1980-1968-1958, p.34-37, cap. 11.
- 60.** Perry John H ph. D Editor, Chemical Engineers Handbook' third edition, Mc Graw Hill book Company Inc., 1950, pp. 540, .675.
- 61.** Walas Stanley M., Cinética de Reacciones Químicas, Mc. Graw Hill Book Co. Inc. Aguilar S.A. de ediciones, Madrid 1965, pp. 160-167,175-178, cap.10
- 62.** Chapra Steven C., Canale Raymond P., Métodos numéricos para ingenieros, cuarta edición, Mc Graw Hill Interamericana editores S.A., Impreso en México, 2003, pp. 625-628.
- 63.** Liquid Distribution,  
[http://www.koch-glitsch.com/Document%20Library/Plastic\\_Packing\\_Liquid\\_Distributors.pdf](http://www.koch-glitsch.com/Document%20Library/Plastic_Packing_Liquid_Distributors.pdf).
- 64.** Amacs Process Tower Internals,  
[http://www.amacs.com/es/fractionation-tower-internals/distributors/AMACS/process tower Internals](http://www.amacs.com/es/fractionation-tower-internals/distributors/AMACS/process%20tower%20Internals).
- 65.** Turton Richard, Bailie Richard C., Whiting Wallacw B., shaeiwitz Joseph A., Bhattacharyya Debangse, Analysis, synthesis and design of chemical processes, fourth edition, Prentice Hall International, U.S.A. 2012, section III, cap.7 y 11.

- 66.** Geankoplis Christie John, procesos de transporte y operaciones unitarias, cuarta edición, Grupo Patria S.A. de C.V., cap. 3
- 67.** Foust Alan S., wenxel Leonard A., Clumps Curtis W., maus Louis, Andersen L. Bryce, Principios de operaciones unitarias, segunda edición, quinta reimpresión, Compañía editorial continental S.A., México 1996, cap. 21.
- 68.** Poling Bruce E., Thomson George H., Friend Daniel G., Rowley Richard L., wilding W. Vicent, Perry's Chemical Engineers Handbook , octava edition, Mc Graw Hill book Companies Inc., U.S.A.2008,pp.2-46,2-64, 10-51.
- 69.** Haz-map,  
<http://hazmap.nlm.nih.gov/category-details?id=1493&table=copytblagents>.
- 70.** Smith J.M., van Ness H.C., Introducción a la termodinámica en Ingeniería Química, sexta edición, Mc Graw-Hill Interamericana, p. 83.
- 71.** Sinnot Ray, Towler Gavin, Diseño en ing. Química, traducción de la quinta edición original, Editorial Reverté, Barcelona. Bogotá. Buenos Aires. Caracas. México, pp. 236-238. Cap.6 y 7.
- 72.** Treybal Robert E., Operaciones con transferencia de masa, segunda edición, Editorial hispano americana s.a., Buenos Aires, pp. 175-180, 146-151.



## 12. ANEXOS

### ANEXO 1. Regulación nacional de emisiones de sulfuro de hidrógeno vigente <sup>[20]</sup>.

#### **DECRETO SUPREMO N° 074-2001-PCM**

#### **REGLAMENTO DE ESTANDARES NACIONALES DE CALIDAD AMBIENTAL DEL AIRE**

##### **EL PRESIDENTE DE LA REPÚBLICA**

##### **CONSIDERANDO:**

Que, el Artículo 2° inciso 22) de la Constitución Política del Perú establece que es deber primordial del Estado garantizar el derecho de toda persona a gozar de un ambiente equilibrado y adecuado al desarrollo de su vida;

Que, el Artículo 67° de la Constitución Política del Perú señala que el Estado determina la política nacional del ambiente y promueve el uso sostenible de los recursos naturales;

Que la Ley N° 26821, Ley Orgánica para el Aprovechamiento Sostenible de los Recursos Naturales, establece la responsabilidad del Estado de promover el aprovechamiento sostenible de la atmósfera y su manejo racional, teniendo en cuenta su capacidad de renovación;

Que, el Código del Medio Ambiente y los Recursos Naturales, en su Título Preliminar, Artículo 1° establece que es obligación de todos la conservación del ambiente y consagra la obligación del Estado de prevenir y controlar cualquier proceso de deterioro o depredación de los recursos naturales que puedan interferir con el normal desarrollo de toda forma de vida y de la sociedad;

Que, siendo los Estándares de Calidad Ambiental del Aire, un instrumento de gestión ambiental prioritario para prevenir y planificar el control de la contaminación del aire sobre la base de una estrategia destinada a proteger la salud, mejorar la competitividad del país y promover el desarrollo sostenible,

Que, de conformidad con el Reglamento Nacional para la Aprobación de Estándares de Calidad Ambiental y Límites Máximos Permisibles, Decreto Supremo N° 044-98-PCM, se aprobó el Programa Anual 1999, para Estándares de Calidad Ambiental y Límites Máximos Permisibles, conformándose el Grupo de Estudio Técnico Ambiental "Estándares de Calidad del Aire" - GESTA AIRE, con la participación de 20 instituciones públicas y privadas que ha cumplido con proponer los Estándares Nacionales de Calidad Ambiental del Aire bajo la coordinación del Consejo Nacional del Ambiente;

Que, con fecha 8 de diciembre de 1999, fue publicada en El Peruano la Resolución Presidencial N° 078-99-CONAM-PCD, conteniendo la propuesta de Estándares nacionales de calidad ambiental del aire acompañada de la justificación correspondiente, habiéndose recibido observaciones y sugerencias

las que se han incorporado dentro del proyecto definitivo, el que fue remitido a la Presidencia de Consejo de Ministros;

Que, el presente Reglamento ha sido consultado con el sector privado y la sociedad civil por más de dos años, desde su formulación técnica hasta su aprobación político-institucional con el objeto de lograr el consenso de los sectores empresariales pesqueros, mineros e industriales, incluyendo a las organizaciones no gubernamentales especializadas en medio ambiente, así como las instituciones públicas vinculadas a la calidad del aire, lográndose así el equilibrio entre los objetivos de protección de la salud como el de tener reglas claras para la inversión privada en el mediano y largo plazo;

Que, la Comisión Ambiental Transectorial ha analizado a profundidad el contenido del presente reglamento en sus aspectos técnico-ambientales, competencias institucionales y estrategia de aplicación, habiendo aprobado por consenso su contenido y recomienda que el Consejo de Ministros apruebe la presente norma;

De conformidad con lo dispuesto en el inciso 8) del Artículo 118° de la Constitución Política del Perú y el inciso 2) del Artículo 3° Decreto Legislativo N° 560, Ley del Poder Ejecutivo; y,

Con el voto aprobatorio del Consejo de Ministros;

##### **SE DECRETA:**

**Artículo 1°.-** Apruébese el "Reglamento de estándares nacionales de calidad ambiental del aire" el cual consta de 5 títulos, 28 artículos, nueve disposiciones complementarias, tres disposiciones transitorias y 5 anexos, los cuales forman parte del presente Decreto Supremo.

**Artículo 2°.-** Quedan derogadas todas las normas que se opongan al presente Decreto Supremo.

**Artículo 3°.-** El presente Decreto Supremo será refrendado por el Presidente del Consejo de Ministros.

Dado en la Casa de Gobierno en Lima, a los veintidós días del mes de junio del año dos mil uno.

VALENTIN PANIAGUA CORAZAO  
Presidente Constitucional de La Republica

JUAN INCHAUSTEGUI VARGAS  
Ministro de Industria, Turismo, Integración y Negociaciones  
Comerciales Internacionales Encargado de la Presidencia  
del Consejo De Ministros

**Anexo 1- Estándares Nacionales de Calidad Ambiental del Aire**  
(Todos los valores son concentraciones en microgramos por metro cúbico. NE significa no exceder)

CONTAMINANTES	PERIODO	FORMA DEL ESTANDAR		METODO DE ANALISIS <sup>(1)</sup>
		VALOR	FORMATO	
Dióxido de Azufre	Anual	80	Media aritmética anual	Fluorescencia UV (método automático)
	24 horas	365	NE más de 1 vez al año	
PM-10	Anual	50	Media aritmética anual	Separación inercial/ filtración (Gravimetría)
	24 horas	150	NE más de 3 veces/año	
Monóxido de Carbono	8 horas	10000	Promedio móvil	Infrarrojo no dispersivo (NDIR) (Método automático)
	1 hora	30000	NE más de 1 vez/año	
Dióxido de Nitrógeno	Anual	100	Promedio aritmético anual	Quimiluminiscencia (Método automático)
	1 hora	200	NE más de 24 veces/año	
Ozono	8 horas	120	NE más de 24 veces/año	Fotometría UV (Método automático)
Plomo	Anual <sup>(2)</sup>			Método para PM10 (Espectrofotometría de absorción atómica)
	Mensual	1.5	NE más de 4 veces/año	
Sulfuro de Hidrógeno	24 horas <sup>2</sup>			Fluorescencia UV (método automático)

## AMBIENTE

### Aprueban Estándares de Calidad Ambiental para Aire

DECRETO SUPREMO  
N° 003-2009-MINAM

EL PRESIDENTE DE LA REPUBLICA

#### CONSIDERANDO:

Que, el numeral 22 del artículo 2° de la Constitución Política del Perú establece que toda persona tiene derecho a gozar de un ambiente equilibrado y adecuado al desarrollo de su vida;

Que, el artículo I del Título Preliminar de la Ley N° 28611- Ley General del Ambiente, establece que toda persona tiene el derecho irrenunciable a vivir en un ambiente saludable, equilibrado y adecuado para el pleno desarrollo de la vida, y el deber de contribuir a una efectiva gestión ambiental y de proteger el ambiente, así como sus componentes, asegurando particularmente la salud de las personas en forma individual y colectiva, la conservación de la diversidad biológica, el aprovechamiento sostenible de los recursos naturales y el desarrollo sostenible del país;

Que, mediante Decreto Legislativo N° 1013 se aprobó la Ley de Creación, Organización y Funciones del Ministerio del Ambiente, señalándose su ámbito de competencia sectorial y regulándose su estructura orgánica y funciones, estableciendo el literal d) de su artículo 7° como función específica elaborar los Estándares de Calidad Ambiental (ECA) y Límites Máximos Permisibles (LMP), debiéndose aprobar mediante Decreto Supremo;

Que, los ECA se refieren a valores que no representen riesgo significativo para la salud de las personas ni al ambiente, siendo que el concepto de valor guía de la calidad del aire, desarrollado por la Organización Mundial de la Salud (OMS), se refiere al valor de la concentración de los contaminantes en el aire por debajo del cual la exposición no representa un riesgo significativo para la salud;

Que, el numeral 33.2 del Artículo 33° de la Ley N° 28611, establece que la Autoridad Ambiental Nacional, en el proceso de elaboración de los ECA, LMP y otros estándares o parámetros para el control y la protección ambiental debe tomar en cuenta los establecidos por la Organización Mundial de la Salud o las entidades de nivel internacional especializadas en cada uno de los temas ambientales;

Que, asimismo, el numeral 33.4 del Artículo 33° de la mencionada Ley, establece que en el proceso de revisión de los parámetros de contaminación ambiental, con la finalidad de determinar nuevos niveles de calidad, se aplica el principio de la gradualidad, permitiendo ajustes progresivos a dichos niveles para las actividades en curso;

Que, de acuerdo a lo establecido en el Cronograma de Priorizaciones para la aprobación progresiva de ECA y LMP, aprobado por Decreto de Consejo Directivo del Consejo Nacional del Ambiente N° 029-2006-CONAM/CD, se elaboró la propuesta de los ECA a aprobarse, tomando en consideración las recomendaciones de la Organización Mundial de la Salud y la opinión de los sectores involucrados;

Que, de conformidad con lo previsto en el Decreto Supremo N° 033-2007-PCM se han llevado a cabo los procesos de Consulta Pública aprobados por Resoluciones Presidenciales N°s 036 y 038-2008-CONAM/PCD, así como los talleres de coordinación interinstitucional

realizados los días 24 de abril, 21 de mayo y 4 de agosto del presente año, por lo que se recibió la opinión de los Ministerios de Salud, Producción, Vivienda y Construcción, Transportes y Comunicaciones y Energía y Minas; todos los Gobiernos Regionales, diversas Municipalidades y representantes de la sociedad civil, bajo el proceso de consulta pública;

Que la Segunda Disposición Transitoria del Decreto Supremo N° 074-2001-PCM, mediante el cual se aprobó el Reglamento de Estándares Nacionales de Calidad Ambiental del Aire, establece que el valor del estándar nacional de calidad ambiental del aire de Dióxido de Azufre (SO<sub>2</sub>) para veinticuatro horas debe ser revisado en el período que se requiera, de detectarse que tienen un impacto negativo sobre la salud en base a estudios y evaluaciones continuas;

Que, tomando en consideración las nuevas evidencias halladas por la Organización Mundial de la Salud, resulta necesario aprobar nuevos Estándares de Calidad Ambiental de Aire para el Dióxido Azufre, los mismos que entrarán en vigencia a partir del primero de enero del 2009, así como establecer Estándares Ambientales de Calidad de Aire para Benceno, Hidrocarburos Totales, Material Particulado con diámetro menor a 2,5 micras e Hidrógeno Sulfurado;

De conformidad con lo establecido en Ley N° 28611- Ley General del Ambiente y el Decreto Legislativo N° 1013 que aprobó la Ley de Creación, Organización y Funciones del Ministerio del Ambiente;

En uso de las facultades conferidas por el artículo 118° de la Constitución Política del Perú;

#### DECRETA:

#### Artículo 1°.- Aprobación de Estándares de Calidad Ambiental para Aire

Aprobar los Estándares de Calidad Ambiental para Aire que se encuentran contenidos en el Anexo I del presente Decreto Supremo.

#### Artículo 2°.- Normas complementarias

El Ministerio del Ambiente dictará las normas para la implementación de los Estándares de Calidad Ambiental para Aire y para la correspondiente adecuación de los Límites Máximos Permisibles.

#### Artículo 3°.- Vigencia de Estándares de Calidad Ambiental para Aire establecidos para el dióxido de azufre

Los Estándares de Calidad Ambiental para Aire establecidos para el Dióxido de Azufre en el Decreto Supremo N° 074-2001-PCM mantienen su vigencia hasta el 31 de diciembre de 2008.

Conforme a lo establecido en el Anexo I del presente Decreto Supremo, los nuevos Estándares de Calidad Ambiental establecidos para el Dióxido de Azufre entrarán en vigencia a partir del primero de enero del 2009.

#### Artículo 4°.- Refrendo

El presente Decreto Supremo será refrendado por el Ministro del Ambiente.

Dado en la Casa de Gobierno, en Lima, a los veintiún días del mes de agosto del año dos mil ocho.

ALAN GARCÍA PÉREZ  
Presidente Constitucional de la República

ANTONIO JOSÉ BRACK EGG  
Ministro del Ambiente

**TABLA 2**  
**ESTANDAR DE CALIDAD AMBIENTAL**  
**PARA COMPUESTOS ORGÁNICOS VOLÁTILES**  
**(COV); HIDROCARBUROS TOTALES (HT); MATERIAL**  
**PARTICULADO CON DIÁMETRO MENOR A 2,5**  
**MICRAS (PM<sub>2,5</sub>)**

Parámetro	Periodo	Valor	Vigencia	Formato	Método de análisis
Benceno <sup>1</sup>	Anual	4 µg/m³	1 de enero de 2010	Media aritmética	Cromatografía de gases
		2 µg/m³	1 de enero de 2014		
Hidrocarburos Totales (HT) Expresado como Hexano	24 horas	100 mg/m³	1 de enero de 2010	Media aritmética	Ionización de la llama de hidrógeno
Material Particulado con diámetro menor a 2,5 micras (PM <sub>2,5</sub> )	24 horas	50 µg/m³	1 de enero de 2010	Media aritmética	Separación inercial filtración (gravimetría)
	24 horas	25 µg/m³	1 de enero de 2014	Media aritmética	Separación inercial filtración (gravimetría)
Hidrógeno Sulfurado (H <sub>2</sub> S)	24 horas	150 µg/m³	1 de enero de 2009	Media aritmética	Fluorescencia UV (método automático)

<sup>1</sup> Único Compuesto Orgánico Volátil regulado (COV)  
**241991-1**

## ANEXO 2. Características técnicas de los instrumentos utilizados en la caracterización de las corrientes

### ANEXO 2.1. Características técnicas del medidor de temperatura FLUKE 568 IR [46].

Infrared Thermometers  
Descripción general del menú

---

**Descripción general del menú**

Hay muchos ajustes que pueden cambiarse fácilmente mediante el menú. La figura 2 muestra la pantalla LCD y la interfaz del menú. La selección de la tecla programable **Menú** avanza el menú hasta el nivel siguiente. La tabla 2 es una descripción de nivel superior del menú.




Figura 2. Navegación por el menú

Tabla 2. Descripción del menú de nivel superior

Nivel	Tecla programable izquierda	Descripción	Tecla programable central	Tecla programable derecha	Descripción
1	Grdr	Guardar la lectura en la memoria	Menú	Luz	Ajustar el brillo de la iluminación de fondo
2	Mem	Revisar/Eliminar memorias	Menú	ε	Configurar la emisividad
3	MnMx	Activa la función Min./Máx.	Menú	Prom	Activar Prom./Dif.
4	°C/°F	Alternar entre °C y °F	Menú	Alrm	Configurar y activar las alarmas
5	⏏ (Bloqueo)	Bloquear el termómetro en la posición de encendido	Menú	Láser	Alternar la activación/desactivación del láser
6	Cnfg	-Encender/apagar la luz de fondo -Modificar Fecha/Hora -Cambiar de idioma	Menú	-	-

Cada elemento de menú y función son explicados en mayor detalle en las siguientes secciones.

**Guardar**

Para guardar las lecturas:

1. Para realizar una medición, tire del disparador.
2. Para terminar de tomar la medición, suelte el disparador.
3. Para ingresar al menú Guardar presione la tecla programable Grdr.
4. Presione la tecla programable St para guardar la lectura.

Se asigna una ubicación en la memoria y una etiqueta de tiempo y fecha a la lectura.

La lectura incluye:

- Temperatura tomada por IR.
- Temperatura del termopar (si está conectado)
- Emisividad
- Min/Max./Prom./Dif. (si ya sea Min/Max. o Prom./Dif. están habilitados)
- Fecha/Hora

Usted puede también presionar la tecla programable **Canc** para evitar guardar la lectura.

### Luz

Los termómetros están provistos de una pantalla con luz de fondo y dos niveles de brillo. La tecla programable **Luz** se utiliza para regular el brillo de la luz de fondo. La luz de fondo se enciende cada vez que se tira del disparador.

Para alternar el brillo de la luz de fondo, presione la tecla programable **Luz**.

La luz de fondo puede ser deshabilitada con el menú Configuración. Para obtener más información consulte "Configuración".

### Memoria

Los termómetros pueden almacenar registros de mediciones que incluyen hora, fecha, emisividad y números de registros de medición (para obtener más información consulte "Guardar"). El modelo 566 puede almacenar 20 registros y el modelo 568 puede almacenar 99.

Para acceder a los registros almacenados en la memoria:

1. Presione la tecla programable **Memú** hasta que aparezca **Mem** como función de la tecla programable izquierda.
2. Para acceder al menú Memoria presione la tecla programable **Mem**. Las lecturas guardadas pueden ser leídas.

### Menú de emisividad

El Menú de emisividad incluye una lista de materiales predefinidos y lista sus valores típicos de emisividad; consulte la tabla 3. Para obtener más información, consulte "Emisividad".

#### Nota

La emisividad predeterminada es 0,95.

Para acceder al menú Emisividad:

1. Presione la tecla programable **Memú** hasta que aparezca **E** (emisividad) como función de la tecla programable derecha.
2. Presione la tecla programable **E**.

La lista Emisividad puede ser accedida presionando la tecla programable **Tbla** o se puede ingresar manualmente la emisividad típica de un material presionando la tecla programable **Nro**.

- Si se accede a la tabla de emisividad, aparecerá un listado de materiales y su emisividad sugerida.
  1. Utilice la Flecha hacia abajo para navegar por la lista.
  2. Para seleccionar el material deseado presione la tecla programable **Intro**.

- Para ingresar manualmente un valor de emisividad:
  1. Pulse la tecla programable **Nro**.
  2. Utilice la tecla programable Flecha hacia arriba o Flecha hacia abajo para modificar la entrada. Mantenga presionadas las teclas programables Flecha hacia arriba o Flecha hacia abajo para incrementar la velocidad del cambio.
  3. Cuando haya finalizado presione la tecla programable **Term** para retornar al menú principal.

Tabla 3. Emisividad de la superficie nominal

Material	Valor	Material	Valor
Valor predeterminado****	0,95	Vidrio (placa)	0,85
Aluminio*	0,30	Hierro*	0,70
Amianto	0,95	Plomo*	0,50
Asfalto	0,95	Acero*	0,94
Latón*	0,50	Pintura	0,93
Cerámica	0,95	Plástico**	0,95
Hormigón	0,95	Caucho	0,95
Cobre*	0,60	Arena	0,90
Comida, Congelada	0,90	Acero*	0,80
Comida, Caliente	0,93	Agua	0,93
		Madera ***	0,94

\* Oxidado

\*\* Opaco, más de 20 mils

\*\*\* Natural

\*\*\*\* Configuración de fábrica

Los elementos resaltados pueden ser también encontrados en la tabla de emisividad integrada en el termómetro.

### °C y °F

Para alternar entre mediciones en °C (Celsius) y °F (Fahrenheit), presione la tecla programable **Memú** hasta que aparezca °C o °F como función de la tecla programable izquierda. Presione la tecla programable correspondiente para cambiar entre mediciones.

### Min, Max, Prom, Diferencial

Los termómetros pueden medir temperaturas mínimas (MIN), máximas (MAX), promedio (PROM) o diferenciales (x) cada vez que se tome una lectura. Estos valores no son mostrados si se conecta un termopar al termómetro.

Para activar el modo Min/Max:

1. Presione la tecla programable **Memú** hasta que aparezca **MinMax** (Min Max) como función de la tecla programable izquierda.
2. Presione la tecla programable **MinMax**.

La pantalla mostrará la lectura actual, las lecturas máxima y mínima y la configuración de la emisividad.

Para activar el modo Prom./Dif.:

1. Presione la tecla programable **Memú** hasta que aparezca **Prom** como función de la tecla programable derecha.



- Presione la tecla programable Prom.

La pantalla mostrará la lectura actual, la lectura promedio, la lectura diferencial entre Max. y Min. (indicada por Δ), y la configuración de la emisividad.

*Nota*

Las lecturas Min., Máx., Prom. y Diferencial son guardadas como parte de los datos guardados cuando se habilita cualquiera de los modos Min/Máx. o Prom./Dif.

### Alarma

Los termómetros tienen una alarma programable de niveles alto y bajo para indicar lecturas altas o bajas en función de los umbrales ingresados. Cuando se alcance el nivel de la alarma, sonará una alarma y el visor destallará de anaranjado y blanco. Para configurar las alarmas tanto de nivel alto como bajo:

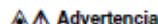
- Presione la tecla programable Menu hasta que aparezca Alrm como función de la tecla programable derecha.
- Para acceder al menú Alarma presione la tecla programable Alrm.
- Presione ya sea la tecla programable Alta o Baja, según cual alarma será configurada.
- Para activar la alarma presione la tecla programable ENC.
- Para desactivar la alarma presione la tecla programable APAG.
- Una vez que hayan sido ingresados los parámetros deseados, presione la tecla programable Term.
- Para activar la alarma presione la tecla programable ENC.
- Para desactivar la alarma presione la tecla programable APAG.

### Bloqueo del disparador

El disparador del termómetro puede ser bloqueado en estado encendido para mediciones continuas. Para bloquear el disparador:

- Presione la tecla programable Menu hasta que aparezca el signo de bloqueo (⏏) como función de la tecla programable izquierda.
- Presione la tecla programable ⏏ para bloquear el disparador. Para referirse a un disparador bloqueado aparecerá en la pantalla el símbolo de un candado. Cuando el disparador está bloqueado, la tecla programable ⏏ cambiará a ⏏. Presione esta tecla programable para desbloquear el disparador.

### Láser




#### Advertencia

Para evitar lesiones, no apunte el láser directamente a los ojos o indirectamente desde superficies reflectantes.

El termómetro está provisto de un láser utilizado solo para apuntar. Cuando se suelta el disparador, el láser se desactiva.

Para habilitar o deshabilitar el láser:

- Presione la tecla programable Menu hasta que aparezca Lsr como función de la tecla programable derecha.
- Presione la tecla programable Lsr para habilitar o deshabilitar el láser. Cuando el láser se habilite aparecerá  en la pantalla.

### Configuración

En el menú de configuración pueden ser modificados la luz de fondo, la fecha y hora y el idioma de la pantalla.

#### Luz de fondo

En el uso normal, la luz de fondo está siempre encendida. Utilice este menú para modificar la configuración de la luz de fondo de encendida a apagada. Cuando se apaga la luz de fondo se conserva la carga de la batería.

- Presione la tecla programable Menu hasta que aparezca Cufg como función de la tecla programable izquierda.
- Presione la tecla programable Cufg.
- La Luz de fondo tiene un indicador junto a ella. Para ingresar al menú de la luz de fondo, presione la tecla programable Intro.
- Presione la tecla programable APAG para apagar la luz de fondo, y presione la tecla programable ENC para encenderla.
- Para retornar al Menú de configuración presione la tecla programable Atrs.

#### Hora/Fecha

Para cambiar la hora en el termómetro:

- Presione la tecla programable Menu hasta que aparezca Cufg como función de la tecla programable izquierda.
- Para ingresar al menú Configuración presione la tecla programable Cufg.
- Para seleccionar Hora/Fecha presione la tecla programable Flecha hacia abajo.
- Presione la tecla programable Intro.
- Seleccione la tecla programable Hora.
- Seleccione la tecla programable con el formato de hora deseado (24hr o 12hr).
- Utilice las teclas programables Flecha hacia arriba y Flecha hacia abajo para cambiar la hora seleccionada a la hora deseada.
- Para seleccionar los minutos presione la tecla programable Sig.
- Utilice las teclas programables Flecha hacia arriba y Flecha hacia abajo para cambiar la selección al minuto deseado.
- Cuando esté en el modo de 12 horas, presione la tecla programable Sig para resaltar el parámetro am/pm.
- Utilice las Flecha hacia arriba y Flecha hacia abajo teclas programables para cambiar a am o pm.
- Cuando haya finalizado presione la tecla programable Term. La pantalla revierte a la primera página del menú Fecha/Hora.

Para cambiar la fecha en el termómetro:

- En el menú principal, presione la tecla programable Menu hasta que aparezca Cufg como función de la tecla programable izquierda.
- Presione la tecla programable Cufg.
- Para seleccionar Hora/Fecha presione la tecla programable Flecha hacia abajo.
- Presione la tecla programable Intro.
- Presione la tecla programable Fecha.
- Seleccione el formato de fecha: Día/Mes/Año (dms) o Mes/Día/Año (mds).

### Cómo funcionan los termómetros

Los termómetros infrarrojos miden la temperatura de la superficie de un objeto. La óptica del termómetro detecta la energía emitida, reflejada y transmitida, que se recoge y concentra en un detector. Los circuitos electrónicos del equipo convierten la señal en una lectura de temperatura, que luego será exhibida (consulte la figura 3).

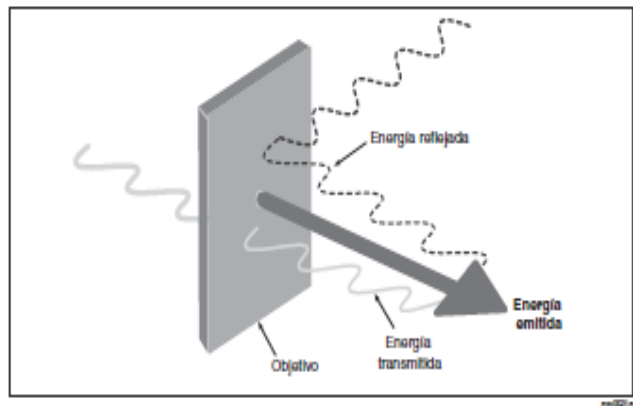


Figura 3. Cómo funciona el termómetro

### Operación del termómetro

#### Medición de temperatura

Para medir temperaturas, apunte el termómetro a un objeto y tire del disparador. Puede usar el puntero láser para ayudar a apuntar el termómetro. También se puede insertar la sonda de termopar tipo K para realizar mediciones por contacto. Asegúrese de tener en cuenta la relación distancia a tamaño del punto explorado y el campo visual (consulte "Distancia y tamaño del punto explorado" y "Campo visual"). La temperatura aparecerá en la pantalla.

#### Nota

*El láser sólo se utiliza con fines de puntería y no está relacionado con las mediciones de temperatura.*

El termómetro dispone de una función de apagado automático que apaga automáticamente el mismo luego de 20 segundos de inactividad. Para encender el termómetro, tire del disparador.

### Localización de un punto caliente o frío

Para encontrar un punto caliente o frío, apunte el termómetro fuera del área deseada. Luego, explore lentamente el área con un movimiento hacia arriba y abajo hasta encontrar el punto frío o caliente (consulte la figura 4).

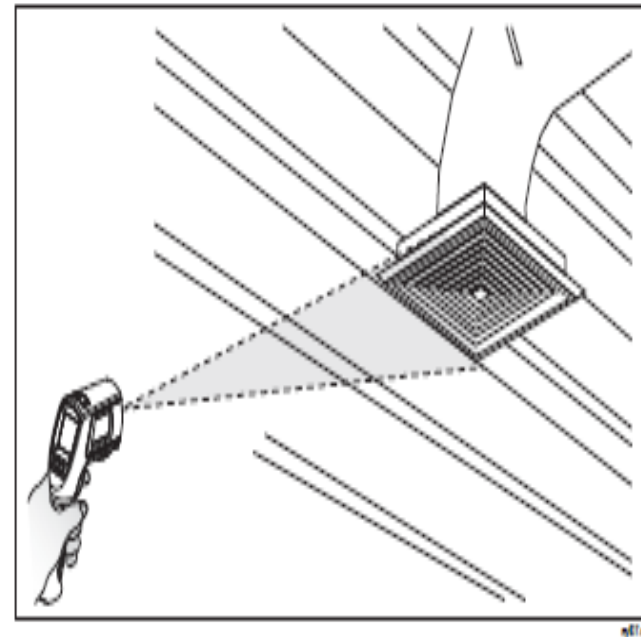
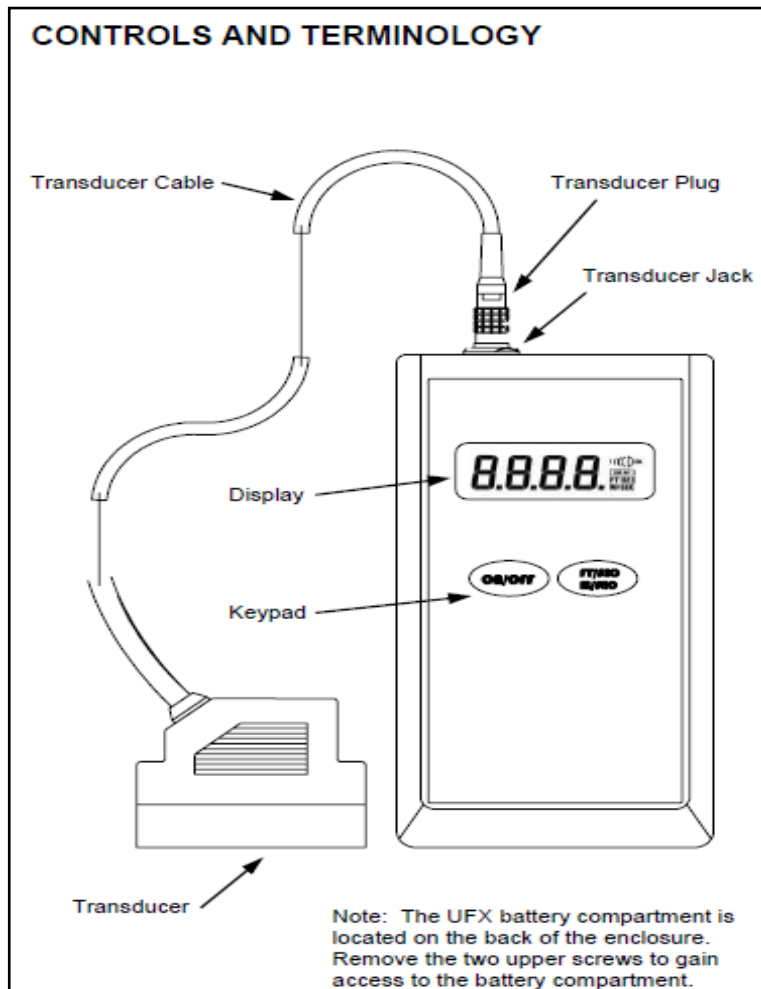


Figura 4. Localización de un punto caliente o frío

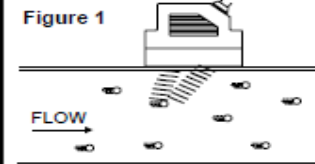


## ANEXO 2.2. Características técnicas del medidor de velocidad Dynasonics UFX ultrasonic flow meter <sup>[47]</sup>.



Series UFX Phase Shift Flow Meters feature advanced *Trans-Phase* measuring technology, providing accurate and reliable flow velocity assessments in closed piping systems. The UFX utilizes a non-invasive transducer which is hand-held or strapped to the outside of a pipe. Within seconds, the large 0.7 inch [18mm] LCD provides stable readings in either FPS (Feet per Second) or MPS (Meters per Second). This product is designed to operate on metal, plastic or rubber pipes containing liquids with greater than 100 ppm of suspended solids or entrained gases that act as reflectors.

Phase Shift flow meters utilize two piezoelectric crystals contained within one transducer to transmit ultrasonic sound energy into the fluid stream and receive reflected sound from reflectors (suspended solids or entrained gases) within the liquid. See Figure 1. In accordance with the theories of Christian Johann Doppler (circa 1842), if the liquid is moving (and therefore carrying the reflectors with it) and oscillating energy is imposed on the moving reflector, the reflected energy's frequency

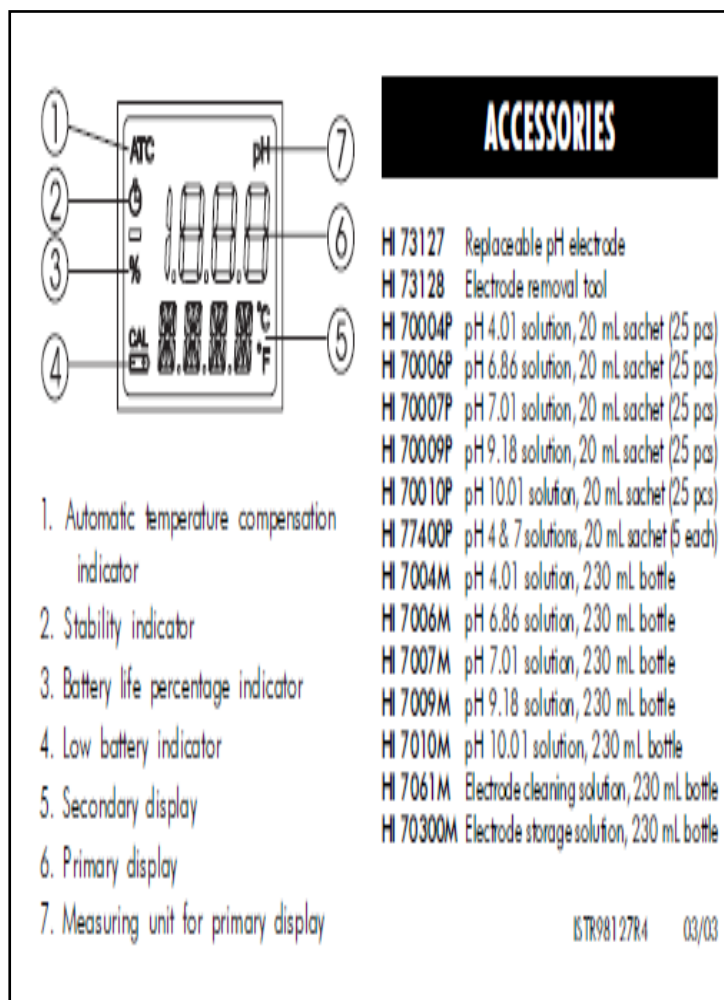
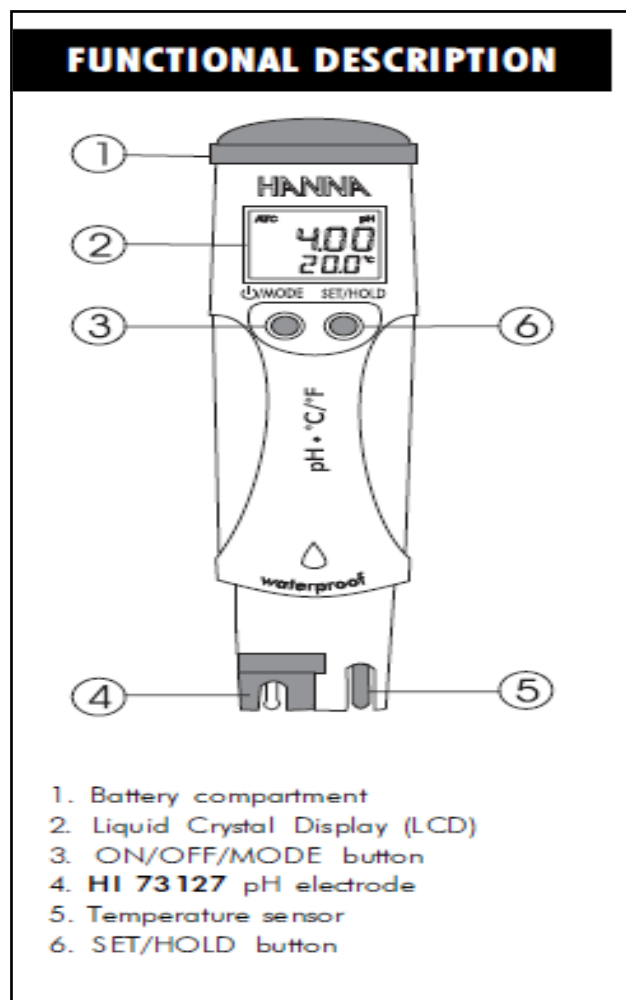


of oscillation will be altered with respect to the transmitted frequency. The magnitude of frequency change is directly proportional to the velocity of the reflector.

### SPECIFICATIONS

Description	Specification
Power	four AA alkaline cells provide over 30 hours of operation
Flow Range	0.30 to 30.00 FPS [0.10 to 9.00 MPS]
Temperature	electronics: -28°F to 140°F [-20°C to 60°C] transducer: -40°F to 180°F [-40°C to 82°C]
Enclosure Rating	NEMA 12X, splash resistant
Accuracy	±2% full scale
Transducer Mount	handheld (clamp on), utilize acoustic couplant such as DOW 111

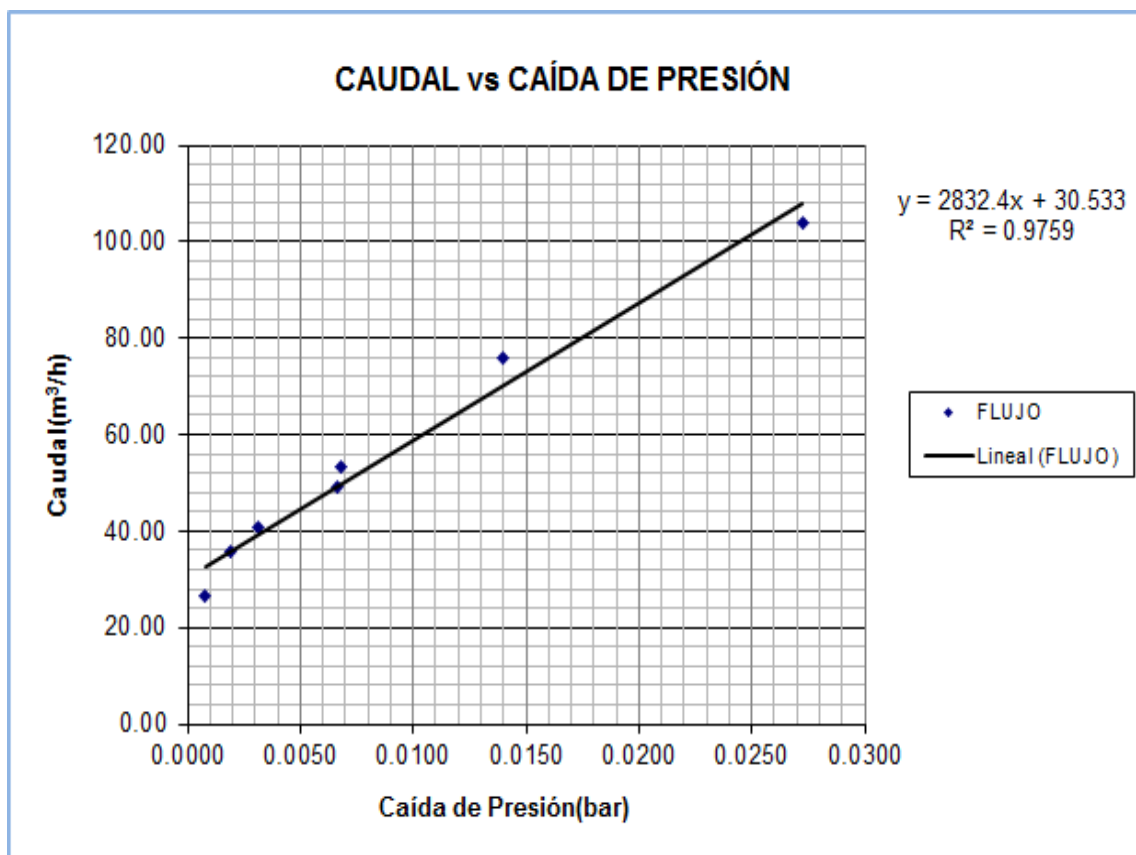
ANEXO 2.3. Características técnicas del medidor del pH marca: HANNA HI 98127 – HI98128 <sup>[48]</sup>.



## SPECIFICATIONS

Range	pH: -2.0 to 16.0 pH (HI 98127) -2.00 to 16.00 pH (HI 98128) Temp: -5.0 to 60.0°C / 23.0 to 140.0°F
Resolution	pH: 0.1 pH (HI 98127) 0.01 pH (HI 98128) Temp: 0.1°C / 0.1°F
Accuracy (@20°C/68°F)	pH: ±0.1 pH (HI 98127) ±0.05 pH (HI 98128) Temp: ±0.5°C / ±1°F
Typical EMC Deviation	pH: ±0.1 pH (HI 98127) ±0.02 pH (HI 98128) Temp: ±0.3°C / ±0.6°F
Temp. Compensation	Automatic
Environment	-5 to 50°C (23 to 122°F); RH 100%
Calibration	1 or 2 points with 2 sets of memorized buffers (pH 4.01/7.01/10.01 or 4.01/6.86/9.18)
Electrode	HI 73127 pH electrode (included)
Battery Type/Life	4 x 1.5V with BEPS/typical 300 hours
Auto-off	After 8 minutes
Dimensions	1 63 x 40 x 2 6 mm (6.4 x 1.6 x 1.0")
Weight	85 g (3.0 oz)

ANEXO 2.4. Curva de calibración del medidor del transmisor de flujo de gas



ANEXO 2.5. Características técnicas del transmisor de flujo de gas marca:  
Yokogawa, modelo: EJX110A <sup>[49]</sup>.

## General Specifications

## EJX110A Differential Pressure Transmitter

**DPharp EJX™**

GS 01C25B01-01E

[Style: S3]

The high performance differential pressure transmitter EJX110A features single crystal silicon resonant sensor and is suitable to measure liquid, gas, or steam flow as well as liquid level, density and pressure. EJX110A outputs a 4 to 20 mA DC signal corresponding to the measured differential pressure. Its highly accurate and stable sensor can also measure the static pressure which can be shown on the integral indicator or remotely monitored via BRAIN or HART communications. Other key features include quick response, remote set-up using communications, diagnostics and optional status output for pressure high/low alarm. The multi-sensing technology provides the advanced diagnostic function to detect such abnormalities as an impulse line blockage or heat trace breakage. FOUNDATION Fieldbus protocol type is also available. All EJX series models in their standard configuration, with the exception of the Fieldbus type, are certified by TÜV as complying with SIL 2 for safety requirement.

### ■ STANDARD SPECIFICATIONS

Refer to GS 01C25T02-01E for Fieldbus communication type marked with "◇."

### □ SPAN AND RANGE LIMITS

Measurement Span/Range	kPa	inH <sub>2</sub> O (D1)	mbar (D3)	mmH <sub>2</sub> O (D4)
L				
Span	0.1 to 10	0.4 to 40	1 to 100	10 to 1000
Range	-10 to 10	-40 to 40	-100 to 100	-1000 to 1000
M				
Span	0.5 to 100	2 to 400	5 to 1000	50 to 10000
Range	-100 to 100	-400 to 400	-1000 to 1000	-10000 to 10000
H				
Span	2.5 to 500	10 to 2000	25 to 5000	0.025 to 5 kgf/cm <sup>2</sup>
Range	-500 to 500	-2000 to 2000	-5000 to 5000	-5 to 5 kgf/cm <sup>2</sup>
V				
Span	0.07 to 14 MPa	10 to 2000 psi	0.7 to 140 bar	0.7 to 140 kgf/cm <sup>2</sup>
Range	-0.5 to 14 MPa	-71 to 2000 psi	-5 to 140 bar	-5 to 140 kgf/cm <sup>2</sup>

T00E-000



Measurement span	H
Reference accuracy	X ≤ span
	X > span
X	70 kPa (280 inH <sub>2</sub> O)
URL (upper range limit)	500 kPa (2000 inH <sub>2</sub> O)

T00E-000

Measurement span	V
Reference accuracy	X ≤ span
	X > span
X	500 kPa (2000 inH <sub>2</sub> O)
URL (upper range limit)	14 MPa (2000 psi)

T00E-000

Measurement span	L
Reference accuracy	X ≤ span
	X > span
X	2 kPa (8 inH <sub>2</sub> O)
URL (upper range limit)	10 kPa (40 inH <sub>2</sub> O)

T00E-000

## □ NORMAL OPERATING CONDITION

(Optional features or approval codes may affect limits.)

### Ambient Temperature Limits

- 40 to 85°C (–40 to 185°F)
- 30 to 80°C (–22 to 176°F) with LCD display

### Process Temperature Limits

- 40 to 120°C (–40 to 248°F)

### Ambient Humidity Limits

- 0 to 100% RH

### Working Pressure Limits (Silicone oil)

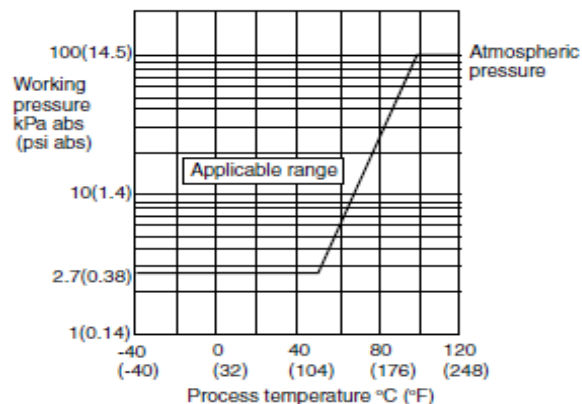
#### Maximum Pressure Limits (MWP)

Capsule		MWP
L		16 MPa (2300 psi)
M, H, V	Wetted Parts Material :S	25 MPa (3600 psi)
	Wetted Parts Material :H, T, M, A, D, B	16 MPa (2300 psi)

T09E.EPS

### Minimum Pressure Limit

See graph below



F01E.EPS

## □ PHYSICAL SPECIFICATIONS

### Wetted Parts Materials

**Diaphragm, Cover Flange, Process Connector, Capsule Gasket, and Vent/Drain Plug**  
Refer to "MODEL AND SUFFIX CODES."

### Process Connector Gasket

PTFE Teflon  
Fluorinated rubber for option code N2 and N3

### Non-wetted Parts Materials

#### Bolting

B7 carbon steel, 316L SST or 660 SST

#### Housing

Low copper cast aluminum alloy with polyurethane, mint-green paint (Munsell 5.6BG 3.3/2.9 or its equivalent), or ASTM CF-8M Stainless Steel

### Degrees of Protection

IP66/IP67, NEMA4X

### Cover O-rings

Buna-N, fluoro-rubber (optional)

### Name plate and tag

316 SST

### Fill Fluid

Silicone, fluorinated oil (optional)

### Weight

[Installation code 7, 8 and 9]  
2.8 kg (6.2 lb) for wetted parts material code S without Integral Indicator, mounting bracket, and process connector.  
Add 1.5 kg (3.3lb) for Amplifier housing code 2.

### Connections

Refer to "MODEL AND SUFFIX CODES."  
Process connection of cover flange: IEC61518



ANEXO 2.6. Características técnicas del anemómetro marca: Lutron, modelo:  
AM-4206M<sup>[50]</sup>.

**ANEMOMETRO PORTATIL**  
**MARCA: LUTRON**  
**MODELO: AM-4206M**  
**FABRICADO BAJO LAS NORMAS ISO 9001, UKAS DE INGLATERRA, NORMAS**  
**Características Técnicas:**

- ◆ Rango: 0.4 a 35 m/s.
- ◆ 0-999,900 m<sup>3</sup>/min.
- ◆ Temperatura: 0...60°C
- ◆ Resolución: 0.01 m/s
- ◆ Precisión:  $\pm(2\% + 0.2 \text{ m/s})$
- ◆ Max., Min., Botón de refresco de memoria
- ◆ Unidades de VELOCIDAD: m/s, pies/m, km/h, nudos.
- ◆ Unidades de FLUJO DE AIRE, CMM (m<sup>3</sup>/minuto)  
CFM (pies<sup>3</sup>/minuto)
- ◆ Temperatura en °C/°F
- ◆ Medidas: 180 x 72 x 32 mm

**Incluye:**

- Equipo
- Manual de Instrucción
- Sensor Mecánico
- Maletín



ANEXO 2.7. Características técnicas del medidor portátil para gases de sulfuro de hidrógeno marca: Aeroqual, modelo: S200 <sup>[50]</sup>.

Specifications	
Measurement units	ppm or mg/m <sup>3</sup>
Reading functions	Minimum, maximum, average, 15-minute
Sensor head	Interchangeable, replaceable, refurbish-able
Display type	LCD
Display status indicators	Battery, sensor, standby
Sensor calibration features	Zero calibration
Power supply	12V DC (power adaptor/charger supplied 100-250V AC)
Rechargeable battery	Ni-MH 9.6V DC   2100mA/h
Enclosure material and rating	PC and ABS; IP20 and NEMA 1 equivalent
Size (with sensor head)	195 x 122 x 54 (mm); 7 <sup>7</sup> / <sub>8</sub> x 4 <sup>3</sup> / <sub>4</sub> x 2 <sup>1</sup> / <sub>8</sub> (in)
Weight (with sensor head and battery)	< 460 g; < 16 oz
Optional accessories	R10 remote sensor kit, R31 spare battery, R32 car adaptor, R33 wall bracket, R40 carry case
Temperature & Humidity sensor (Series 205)	Range -40°C to 124°C (-40°F to 255°F); Range 0 to 100% RH
Approvals	Part 15 of FCC Rules EN 50082-1: 1997 EN 50081-1: 1992



Descripción
<p><b>MEDIDOR PORTÁTIL DE GASES, CONFIGURADO PARA ACIDO SULFHDIRICO</b></p> <p><b>Marca: Aeroqual</b></p> <p><b>Procedencia: Nueva Zelanda</b></p> <p><b>Modelo: S200</b></p> <p><b>Características técnicas de la base</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>➤ Rango de medición: 0 a 50 PPM.</li> <li>➤ Sensor removible y susceptible de reemplazo para medir otro tipo de gas</li> <li>➤ Estructura de plástico resistente.</li> <li>➤ Dimensiones: 195 x 122 x 54 mm, Peso 460 g.</li> <li>➤ Batería recargable de 9.6 V Ni-MH, 2100 mA/hr.</li> <li>➤ Protección IP20 y NEMA1.</li> <li>➤ Certificado de Calibración NATA, homologado internacionalmente.</li> </ul>



ANEXO 2.8. Informe de la medición realizada por SGS del Perú.

**INFORME DE ENSAYO**

**MA1113885**

Página 1 de 3

A solicitud de:	REACTIVOS NACIONALES S.A. RENASA		
	AV. NESTOR GAMBETTA 6448 CARRETERA VENTANILLA KM 5,2		
Solicitud de Ensayo:	ENV / MO-310639-002		
Muestreo realizado por:	Personal SGS	Cantidad Muestras:	3
Procedencia:	Callao	Fecha de Recepción a SGS:	14/01/2014 01:00 p.m.

**Análisis**

Sulfuro de Hidrogeno

**Método**

EPA METHOD 16A - DETERMINATION OF TOTAL REDUCED SULFUR EMISSIONS FROM STATIONARY SOURCES (IMPINGER TECHNIQUE)(TRS AS PPM SO<sub>2</sub>)

**Emitido en Callao-Perú, 20/01/2014**

**Reynaldo López Nonalaya**

**Jefe de Departamento**

## INFORME DE ENSAYO

MA1113885

Página 2 de 3

Matriz

Producto descrito como

Identificación de Muestra

L.D.

			EMISIONES	EMISIONES	EMISIONES
			EMISIONES GASEOSAS	EMISIONES GASEOSAS	EMISIONES GASEOSAS
			LAVADOR DE GASES: 3ra. comida 13/01/2014 01:10:00 P.M.	LAVADOR DE GASES: 1ra. comida 13/01/2014 09:40:00 A.M.	LAVADOR DE GASES: 2da. comida 13/01/2014 11:30:00 A.M.
	Sulfuro de Hidrogeno- Normal (mg/m3)	3.4	<3.4	<3.4	11.5
	Sulfuro de Hidrogeno-Standard (mg/m3)	3.4	<3.4	<3.4	10.5
	Sulfuro de Hidrogeno- Operacional (mg/m3)	3.4	<3.4	<3.4	10.3

## INFORME DE ENSAYO

MA1113885

Página 3 de 3

### Control de Calidad

		Sulfuro de Hidrogeno- Normal (mg/m3) 3.4	Sulfuro de Hidrogeno-Standard (mg/m3) 3.4	Sulfuro de Hidrogeno- Operacional (mg/m3) 3.4
BLK	BLANCO	<3.4	<3.4	<3.4
REP	MA1113885.003	11.7	10.7	10.5
STD	PT_H2S_16A	102.70 %	102.70 %	102.70 %

Nota:

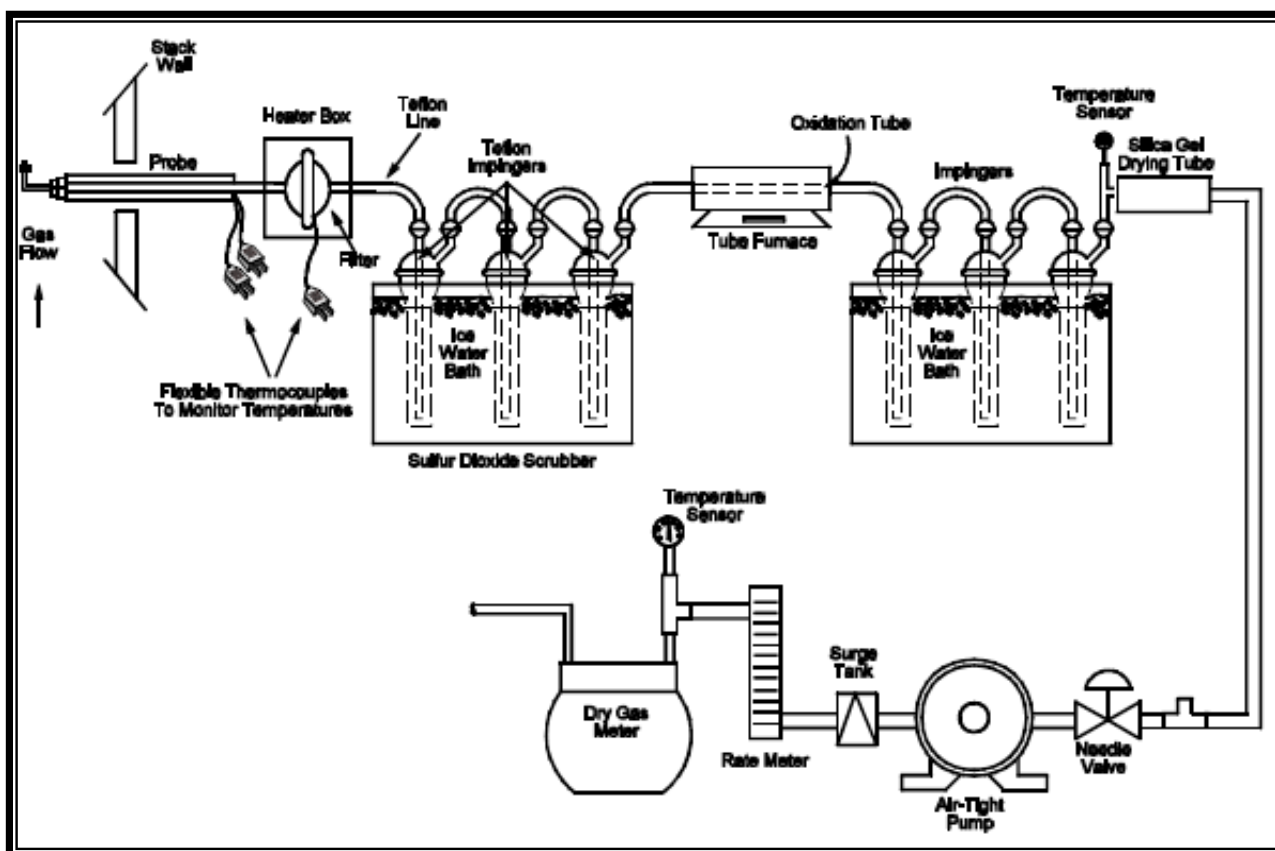
BLK = Blanco      REP = Replicado      STD = Patrón de trabajo      SPK = Spike

\* Porcentaje dentro del Rango de Aceptación de los Métodos.

## ANEXO 2.9. Descripción del método EPA 16A <sup>[54]</sup>.

Se extrae una muestra del gas de  $\text{H}_2\text{S}$ , éste gas ingresa a una solución tampón de citrato que se encarga de eliminar selectivamente el  $\text{SO}_2$  de la muestra dejando pasar el  $\text{H}_2\text{S}$ . Los compuestos de sulfuro reducidos ingresan a un horno (temperatura aproximada de  $600^\circ\text{C}$ ) donde se oxidan térmicamente, el  $\text{SO}_2$  se recogió en impingers conectados en serie que contienen peróxido de hidrógeno como sulfato, y se analizó mediante el Método EPA 6.

Cada medición dura una hora, y se realizaron un total de tres pruebas.



**Figura 46.** Tren de muestreo

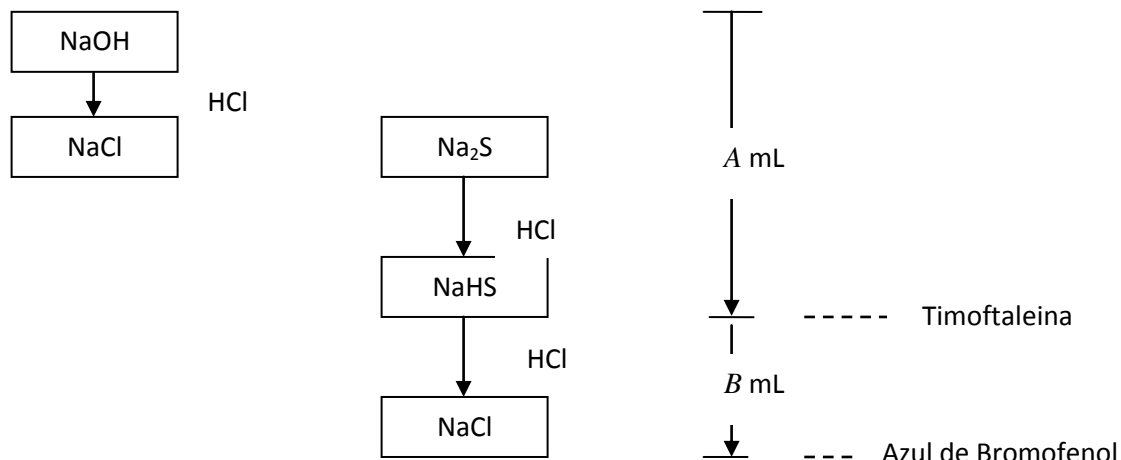
ANEXO 2.10. Detalle de los indicadores utilizados para el análisis químico de la concentración del reactor y del absorbedor de la Planta Piloto.

INDICADOR	INTERVALO DE pH	CAMBIO DE COLOR
Azul de bromofenol <sup>[24]</sup>	3,0 - 4,6	amarillo - azul púrpura
Timoftaleína <sup>[56]</sup>	9,3 – 10,5	Incoloro - azul

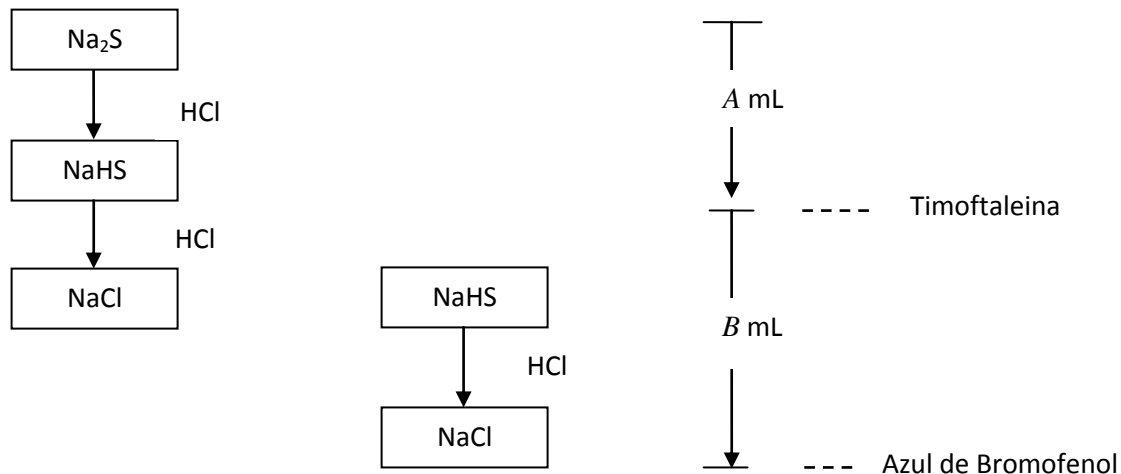
ANEXO 2.11. Fundamento teórico y fórmulas para el cálculo de las especies (NaOH, Na<sub>2</sub>S y NaHS)

### FUNDAMENTO TEÓRICO:

#### Mezcla de NaOH y Na<sub>2</sub>S



### Mezcla de NaHS y Na<sub>2</sub>S



### CÁLCULOS:

- **CASO 1:**  $A = B$ , solo existe Na<sub>2</sub>S

$$\%Na_2S = \frac{N_{HCl} V(A)_{ml} 130,06}{W_{muestra} (gramos)}$$

- **CASO 2:**  $A > B$ , existe NaOH y Na<sub>2</sub>S  $\rightarrow [NaOH] = A-B$ ,  $[Na_2S] = 2B$

$$\%NaOH = \frac{N_{HCl} V(A - B)_{ml} 66,667}{W_{muestra} (gramos)}$$

$$\%Na_2S = \frac{N_{HCl} V(B)_{ml} 130,06}{W_{muestra} (gramos)}$$

- **CASO 3:**  $A < B$ , existe  $\text{Na}_2\text{S}$  y  $\text{NaHS} \rightarrow [\text{Na}_2\text{S}] = 2A$ ,  $[\text{NaHS}] = B - A$

$$\% \text{NaHS} = \frac{N_{\text{HCl}} V(B - A)_{\text{ml}} 93,43}{W_{\text{muestra}} (\text{gramos})}$$

$$\% \text{Na}_2\text{S} = \frac{N_{\text{HCl}} V(A)_{\text{ml}} 130,06}{W_{\text{muestra}} (\text{gramos})}$$

- **CASO 4:**  $B=0$ , solo existe  $\text{NaOH} \rightarrow [\text{NaOH}] = A$

$$\% \text{NaOH} = \frac{N_{\text{HCl}} V(A)_{\text{ml}} 66,667}{W_{\text{muestra}} (\text{gramos})}$$

- **CASO 5:**  $A = 0$ , solo existe  $\text{NaHS} \rightarrow [\text{NaHS}] = B$

$$\% \text{NaHS} = \frac{N_{\text{HCl}} V(B)_{\text{ml}} 93,43}{W_{\text{muestra}} (\text{gramos})}$$

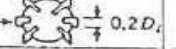
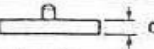




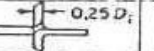
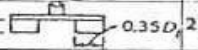
Donde:

$A$  = gasto hasta viraje timoftaleina (mL)

$B$  = gasto hasta viraje azul de bromofenol (mL)

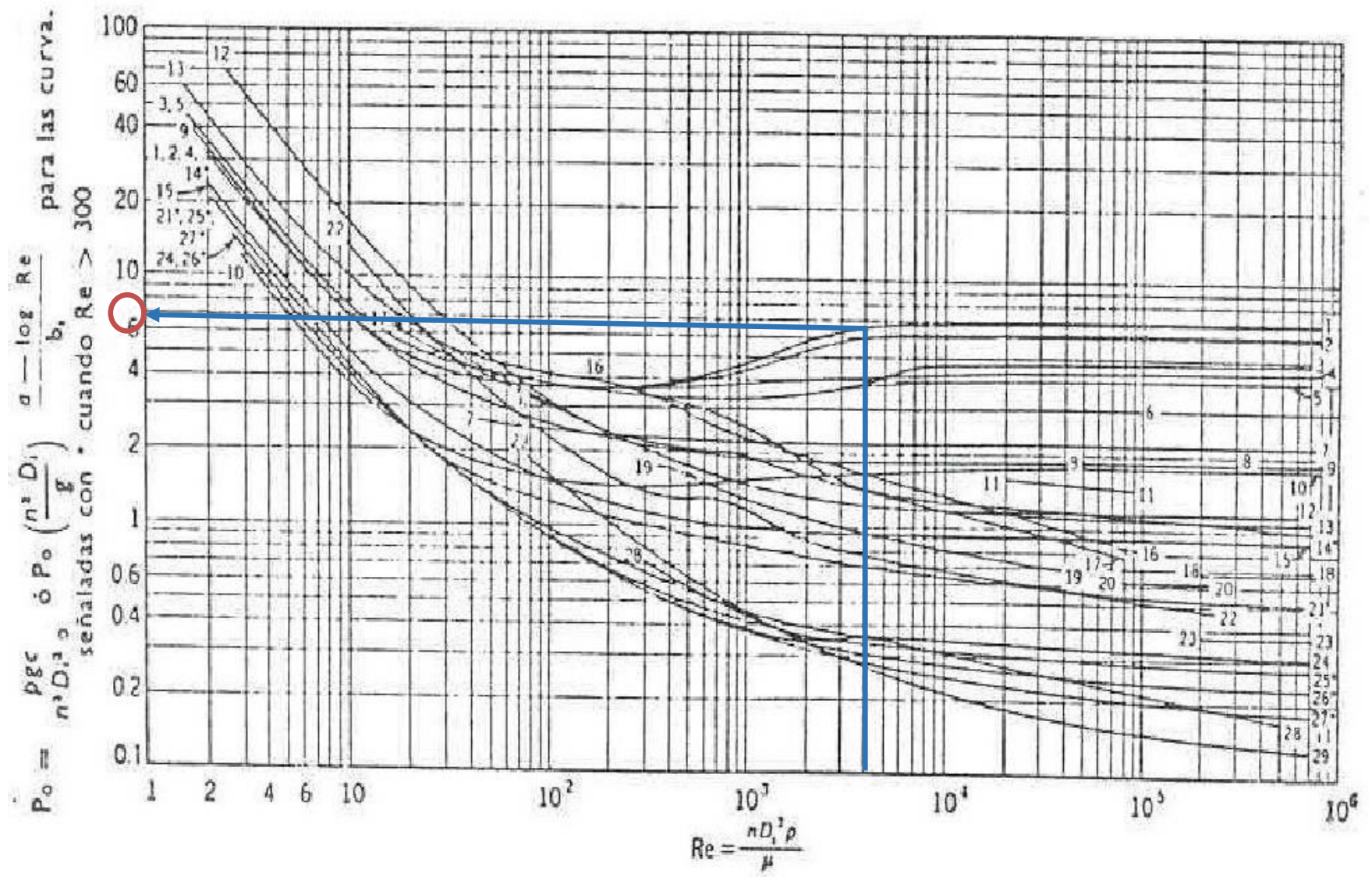
(\*)  $B$  es desde 0 (enrasar bureta o neto)

# ANEXO 2.12. Consumo de energía de diversos agitadores [56]

Tipo de rodete	$\frac{D_i}{D_t}$	$\frac{Z_i}{D_i}$	$\frac{Z_i}{D_i}$	Hojas cort. N.° w/D <sub>i</sub>	N.°	Ref.	Tipo de rodete	$\frac{D_i}{D_t}$	$\frac{Z_i}{D_i}$	$\frac{Z_i}{D_i}$	Hojas cort. N.° w/D <sub>i</sub>	N.°	Ref.
Turbina de 6 palas planas $0,25 D_i \rightarrow \frac{1}{4} 0,2 D_i$ 	3	2,7- 3,9	0,75- 1,3	4 0,17	1	7	Dos paletas  $0,25 D_i$	4,35	4,3	0,29	3 0,11	8	3
Igual que en el n.° 1	3	2,7- 3,9	0,75- 1,3	4 0,10	2	7	Cuatro paletas. Ver n.° 8	3	3	0,5	0	16	2
Igual que en el n.° 1	3	2,7- 3,9	0,75- 1,3	4 0,04	4	7	Dos paletas. Ver n.° 8	3	3,2	0,33	0	20	4
Igual que en el n.° 1; $a = 1, b = 40$	3	2,7- 3,9	0,75- 1,3	0	14	7	Dos paletas. Ver n.° 8	3	2,7- 3,9	0,75- 1,3	4 0,10	10	7
Turbina de 6 palas curvadas 	3	2,7- 3,9	0,75- 1,3	4 0,10	3	7	Dos paletas. Ver n.° 8 Ancho de paleta = $0,13 D_i$	1,1	0,5	0,19	0	29	10
Turbina 6 palas forma flecha  Tam. de pala como en n.° 1	3	2,7- 3,9	0,75- 1,3	4 0,10	5	7	Dos paletas. Ver n.° 8 Ancho de paleta = $0,17 D_i$	1,1	0,4	0,10	0	29	10
Turbina radial con anillo deflector 				0	7	9	Hélice de 3 palas  Paso de la hélice = $2 D_i$	3	2,7- 3,9	0,75- 1,3	4 0,10	15	7
Turbina cerrada, de 6 palas. Anillo deflector de 20 hojas	2,4	0,74	0,9	0	11	6	Igual que el n.° 15; $a = 4,7, b = 18$	3,3	2,7- 3,9	0,75- 1,3	0	21	7
Semejante, mas no idéntica a la n.° 11	3	2,7- 3,9	0,75- 1,3	0	12	7	Igual que el n.° 15, pero con paso = $1,33 D_i$	16			3 0,06	18	5
Igual que la 12, pero sin anillo deflector.	3	2,7- 3,9	0,75- 1,3	4 0,10	13	7	Igual que el n.° 15, pero con paso = $1,09 D_i$	9,6			3 0,06	23	5
Turbina axil de 8 palas con ángulo de $45^\circ$ . Ver. n.° 17	3	2,7- 3,9	0,75- 1,3	4 0,10	9	7	Igual que el n.° 15, pero con paso = $1,05 D_i$ ; $a = 2,3, b = 18$	2,7	2,7- 3,9	0,75- 1,3	0	27	7
Turbina axil 4 palas  con ángulo de $60^\circ$	3	3	0,50	0	17	2	Igual que el n.° 15, pero con paso = $1,04 D_i$ ; $a = 0, b = 18$	4,5	2,7- 3,9	0,75- 1,3	0	25	7
Turbina axil de 4 palas con ángulo de $45^\circ$ . Ver n.° 17.	5,2	5,2	0,87	0	19	2	Igual que el n.° 15, pero con paso = $D_i$	3	2,7- 3,9	0,75- 1,3	4 0,10	24	7
Igual que la n.° 19	2,4- 3,0	2,4- 3,0	0,4- 0,5	0	22	2	Igual que el n.° 15, pero con paso = $D_i$ ; $a = 2,1, b = 18$	3	2,7- 3,9	0,75- 1,3	0	26	7
Disco con 16 paletas  $0,1 D_i$ $0,35 D_i$	2,5	2,5	0,75	4 0,25	6	1	Igual que el n.° 15, pero con paso = $D_i$	3,8	3,5	1,0	0	28	8

$D_i$  = diámetro del rodete;  $D_t$  = diámetro del depósito;  $n$  = n.° de revoluciones por segundo;  $w$  = ancho de las hojas del cortacorrientes;  $Z_i$  = altura a que está el rodete sobre el fondo del depósito;  $Z_t$  = altura del nivel del líquido en el depósito.







## ANEXO 2.13. Norma DIN 28011

# Heads

## DIN- ASME- STANDARD

Standard	Classification	Material
<b>Dimension:</b>	<b>Carbon steel</b>	P265-GH, 16Mo3, 15NiCuMoNb5
Diameter (OD): 60,3 - 13.500 mm	CrMo(V) Alloy steel	10CrMo9-10 , 13CrMo4-5 ASME SA 387 Gr.11, Gr.12, Gr.91
Wall thickness (s): 3 – 250 mm		P355-GH, -NH, -NL1, -NL2 ASME SA 516 Gr.60 , Gr.70
<b>Typical forms:</b>	<b>Stainless steel</b>	1.4301 / ASME SA240- 304 1.4307 / ASME SA240- 304L 1.4404 / ASME SA240- 316, 316L 1.4541 / ASME SA240- 321, 321H 1.4571 / ASME SA240- 316Ti 1.4539 / ASME SA240- 904 L
- Torispherical head DIN 28011		
- Semi ellipsoidal head DIN28013		
- Ellipsoidal heads 2:1		
- Hemispherical heads		
- Standard/Flat dished heads		
- Flat heads	Duplex and Super Duplex	1.4462 / ASTM Duplex 2205 1.4501 / ASTM SuperDuplexCr25
- Convex discs		
- Plate type heads		
- Diffuser heads	<b>Nickel alloys</b>	Alloy -20, -59, -200 MONEL -400 INCONEL -600, -601, -625 INCOLOY -800, -825
- Bulk & Tank vehicle heads		
- Cone		
- Weld construction		
- Special pressed parts		
<b>Test method:</b>	and other	Copper, Titanium, Aluminium cadded material combinations
Impact -Test at room temperature or low temperature acc. to DIN EN 10045-2		
Tensile test acc to DIN EN 10002-1 , ISO 6892-1 , ASTM A 370		
Hot tensile test acc to DIN EN 10002-5 until 900°C		
Hardness Test acc. to Brinell and DIN EN ISO 6506-1		
Testing of intercrystalline corrosion acc to ISO 3651-2 (A) , ASTM A 262 Pract. E		
X – Ray -Examination acc. to EN 1435 , ISO 5817 , ASME V Art.2 , VIII Div.1 § UW -51		
UT - Ultrasonic testing acc. to EN 10160 , EN 10307 , ASME SA-578 , ASME SA-435		
PT - Penetrant testing acc. to EN 571 , ASME V Art.6 , ASME VIII Div.1 App.8		
MT- Magnetic particle testing acc. to EN 1291 , ASME V Art.7 , ASMEVIII Div.1 App.6		
<b>Design Code:</b>		
AD-2000 , BS PD 5500 , CODAP, EN 13445 + PED 97/23/EC		
ASME VIII, Div. 1 und Div. 2 , U-Stamp, U2-Stamp Authorization		
<b>Certificate:</b>		
Certificate acc. to EN 10204 – 3.1 and 3.2 from independent organization		
- Lloyd's Reg. of Shipping ( LRS )		
- TÜV , - DNV , - GL		

EN\_29/v04

# Heads

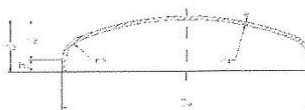
## Shapes

### Semi ellipsoidal head DIN 28013



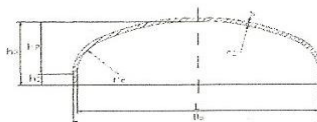
$$\begin{aligned} r_1 &= 0,8 \times D_0 \\ r_2 &= 0,154 \times D_0 \\ h_1 &\geq 3 \times s \\ h_2 &= 0,255 \times D_0 - 0,635 \times s \\ h_3 &= h_1 + h_2 \end{aligned}$$

### Torispherical head DIN 28011



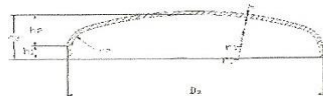
$$\begin{aligned} r_1 &= D_0 \\ r_2 &= 0,1 \times D_0 \\ h_1 &= 3,5 \times s \\ h_2 &= 0,1935 \times D_0 - 0,455 \times s \\ h_3 &= h_1 + h_2 \end{aligned}$$

### Ellipsoidal head



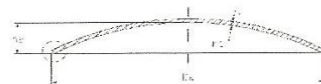
<b>Form 2:1</b>	<b>Form 1,9:1</b>
$D_i = D_0 - 2 \times s$	$D_i = D_0 - 2 \times s$
$r_1 = 0,9 \times D_i$	$r_1 = D_i / 1,16$
$r_2 = 0,17 \times D_i$	$r_2 = D_i / 5,39$
$h_1 = \text{gem. Angabe}$	$h_1 = \text{gem. NF E81-103}$
$h_2 = 0,25 \times D_i$	$h_2 = D_i / 3,8$
$h_3 = h_1 + h_2$	$h_3 = h_1 + h_2$

### Standard-type / flat dished head



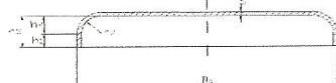
$$\begin{aligned} r_1 &= D_0 \text{ (standard-type head)} \\ r_1 &= 1,3 \times D_0 \text{ (flat dished head)} \\ r_2 &= \text{depending on size (15 - 50 mm)} \\ h_1 &\geq 3,5 \times s \\ h_2 &= \text{dished height} \\ h_3 &= h_1 + h_2 \end{aligned}$$

### Convex disc



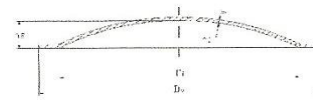
<b>Shape</b> $r_1 = D_0$	<b>Shape</b> $r_1 = 0,8 \times D_0$	<b>Shape</b> $r_1$ acc. to cust. requirements
$h_2 = 0,134 \times D_0$	$h_2 = 0,176 \times D_0$	$h_2 = r_1 - \sqrt{r_1^2 - (D_0/2)^2}$

### Flat head



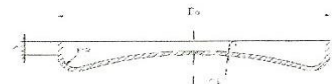
$$\begin{aligned} h_1 &\geq 3,5 \times s \\ h_2 &= r_2 \\ h_3 &= h_1 + h_2 \end{aligned}$$

### Plate-type head



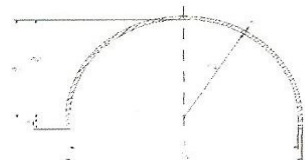
$$\begin{aligned} r_1 &= D_i \\ h_2 &= 0,134 \times D_i \end{aligned}$$

### Diffuser head



$$\begin{aligned} r_1 &\geq 1,3 \times D_0 \\ r_2 &= 15 - 50 \text{ mm depending on size} \\ h_1 &\geq 3,5 \times s \end{aligned}$$

### Hemispherical head



$$\begin{aligned} D_i &= D_0 - 2 \times s \\ r_1 &= 0,5 \times D_i \\ h_1 &= \text{acc. to customers requirements} \\ h_2 &= r_1 \\ h_3 &= h_1 + h_2 \end{aligned}$$

### Cone



$$h_3 = h_1 + h_2$$

Neck at the narrow end is also possible

### Special pressed parts

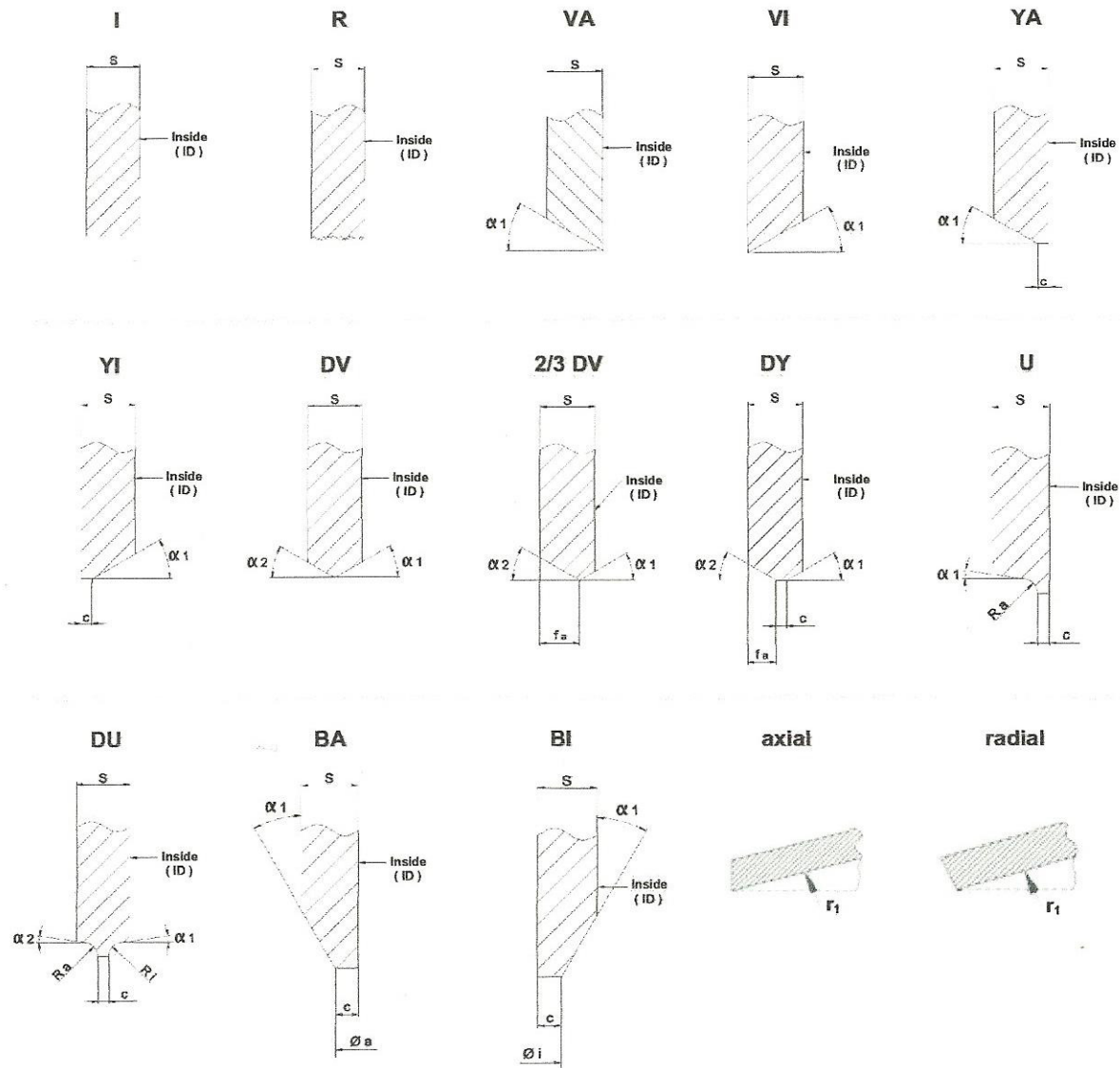


Dimensions and forms acc. to customers requirement

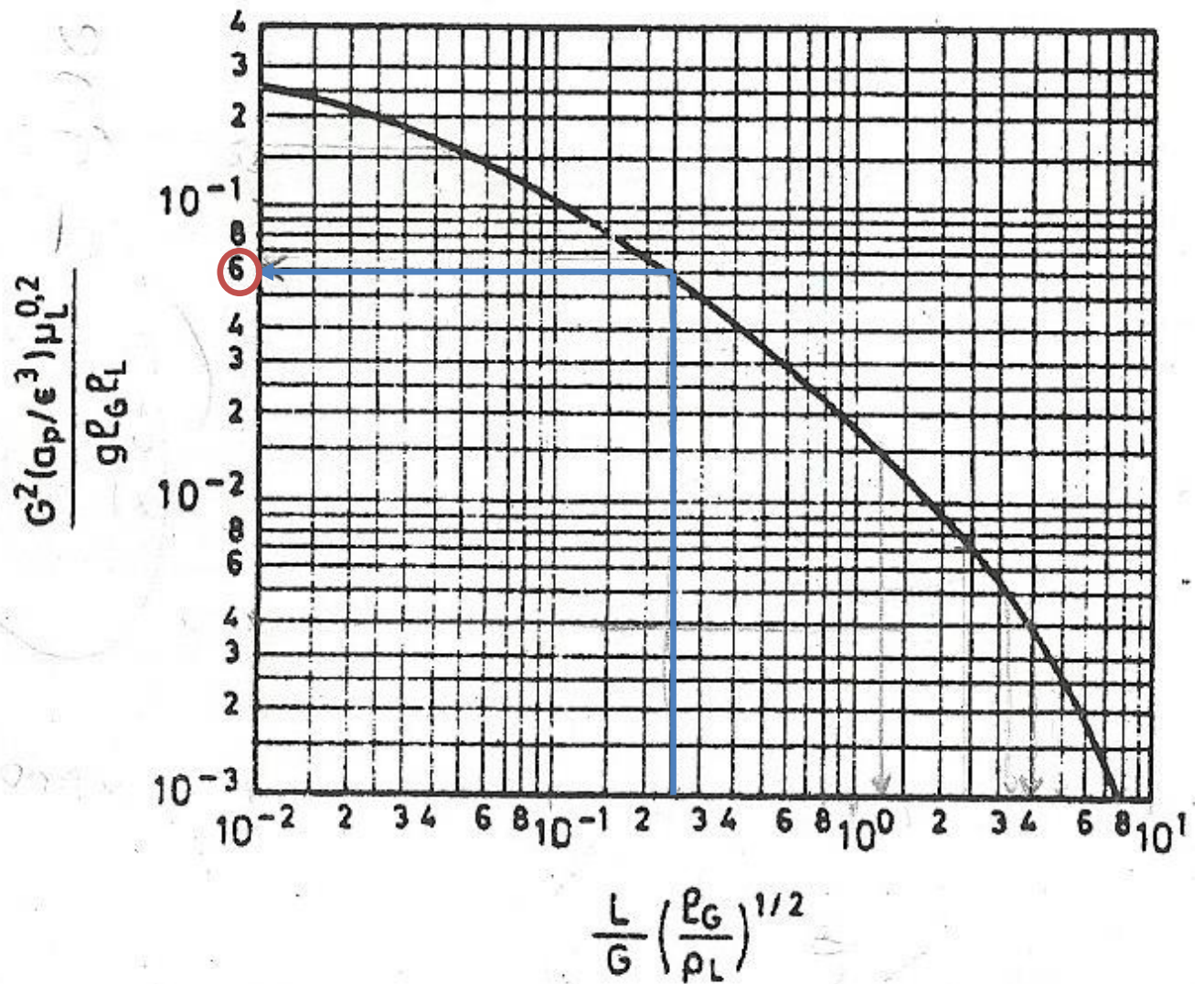
**Legend:**  
 $D_0$  = outside diameter  
 $D_i$  = inside diameter  
 $s$  = wall thickness  
 $h_1$  = straight flange height  
 $h_2$  = dished height  
 $h_3$  = total height inside  
 $r_1$  = crown radius  
 $r_2$  = knuckle radius

# Heads

## Edge preparation of heads



ANEXO 2.14. Correlación para estimar las velocidades de carga e inundación en torres de relleno<sup>[61]</sup>

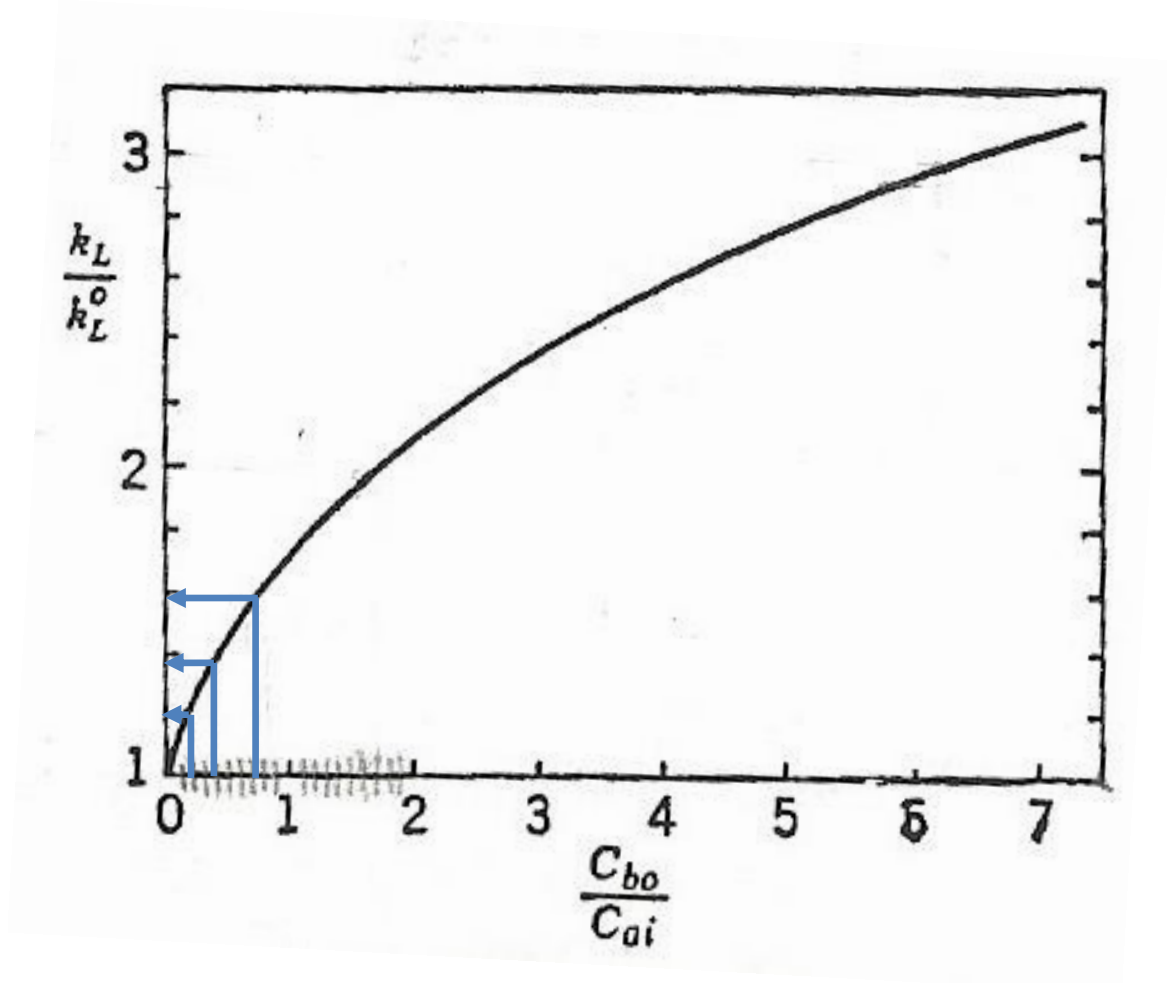


ANEXO 2.15. Características de empaques para torres<sup>[58]</sup>

Tipo	Material	Tamaño, nominal, in.	Densidad global, <sup>†</sup> lb/ft <sup>3</sup>	Área total, <sup>†</sup> ft <sup>2</sup> /ft <sup>3</sup>	Porosidad ε	Factores de empaquet <sup>‡</sup>	
						F <sub>p</sub>	f <sub>p</sub>
Anillos Raschig	Cerámica	$\frac{1}{2}$	55	112	0.64	580	1.52§
		1	42	58	0.74	155	1.36§
		$1\frac{1}{2}$	42	37	0.73	95	1.0
		2	41	28	0.74	65	0.92§
Anillos Pall	Metal	1	30	63	0.94	56	1.54
		$1\frac{1}{2}$	24	39	0.95	40	1.36
		2	22	31	0.96	27	1.09
	Plástico	1	5.5	63	0.90	55	1.36
$1\frac{1}{2}$		4.8	39	0.91	40	1.18	
Monturas Berl	Cerámica	$\frac{1}{2}$	54	142	0.62	240	1.58§
		1	45	76	0.68	110	1.36§
		$1\frac{1}{2}$	40	46	0.71	65	1.07§
Monturas Intalox	Cerámica	$\frac{1}{2}$	46	190	0.71	200	2.27
		1	42	78	0.73	92	1.54
		$1\frac{1}{2}$	39	59	0.76	52	1.18
		2	38	36	0.76	40	1.0
		3	36	28	0.79	22	0.64
Monturas Super Intalox	Cerámica	1	—	—	—	60	1.54
		2	—	—	—	30	1.0
IMTP	Metal	1	—	—	0.97	41	1.74
		$1\frac{1}{2}$	—	—	0.98	24	1.37
		2	—	—	0.98	18	1.19
Hy-Pak	Metal	1	19	54	0.96	45	1.54
		$1\frac{1}{2}$	—	—	—	29	1.36
		2	14	29	0.97	26	1.09



ANEXO 2.16. Corrección para el coeficiente de transporte de materia en estado estacionario<sup>[64]</sup>



ANEXO 2.17. Dimensiones, capacidades y pesos de tuberías estándar de acero<sup>[58]</sup>

Tamaño nominal de tubería, in.	Diámetro exterior, in.	Número de cédula	Espesor de pared, in.	Diámetro interior, in.	Área de la sección transversal del metal, in. <sup>2</sup>	Área de la sección interior, ft <sup>2</sup>	Circunferencia, ft, o superficie, ft <sup>2</sup> /ft de longitud		Capacidad para la velocidad de 1 ft/s		Peso de la tubería, lb/ft
							Exterior	Interior	U.S. gal/min	Agua, lb/h	
1/8	0.405	40	0.068	0.269	0.072	0.00040	0.106	0.0705	0.179	89.5	0.24
		80	0.095	0.215	0.093	0.00025	0.106	0.0563	0.113	56.5	0.31
1/4	0.540	40	0.088	0.364	0.125	0.00072	0.141	0.095	0.323	161.5	0.42
		80	0.119	0.302	0.157	0.00050	0.141	0.079	0.224	112.0	0.54
3/8	0.675	40	0.091	0.493	0.167	0.00133	0.177	0.129	0.596	298.0	0.57
		80	0.126	0.423	0.217	0.00098	0.177	0.111	0.440	220.0	0.74
1/2	0.840	40	0.109	0.622	0.250	0.00211	0.220	0.163	0.945	472.0	0.85
		80	0.147	0.546	0.320	0.00163	0.220	0.143	0.730	365.0	1.09
3/4	1.050	40	0.113	0.824	0.333	0.00371	0.275	0.216	1.665	832.5	1.13
		80	0.154	0.742	0.433	0.00300	0.275	0.194	1.345	672.5	1.47
1	1.315	40	0.133	1.049	0.494	0.00600	0.344	0.275	2.690	1345	1.68
		80	0.179	0.957	0.639	0.00499	0.344	0.250	2.240	1120	2.17
1 1/4	1.660	40	0.140	1.380	0.668	0.01040	0.435	0.361	4.57	2285	2.27
		80	0.191	1.278	0.881	0.00891	0.435	0.335	3.99	1995	3.00
1 1/2	1.900	40	0.145	1.610	0.800	0.01414	0.497	0.421	6.34	3170	2.72
		80	0.200	1.500	1.069	0.01225	0.497	0.393	5.49	2745	3.63
2	2.375	40	0.154	2.067	1.075	0.02330	0.622	0.541	10.45	5225	3.65
		80	0.218	1.939	1.477	0.02050	0.622	0.508	9.20	4600	5.02
2 1/2	2.875	40	0.203	2.469	1.704	0.03322	0.753	0.647	14.92	7460	5.79
		80	0.276	2.323	2.254	0.02942	0.753	0.608	13.20	6600	7.66
3	3.500	40	0.216	3.068	2.228	0.05130	0.916	0.803	23.00	11500	7.58
		80	0.300	2.900	3.016	0.04587	0.916	0.759	20.55	10275	10.25
3 1/2	4.000	40	0.226	3.548	2.680	0.06870	1.047	0.929	30.80	15400	9.11
		80	0.318	3.364	3.678	0.06170	1.047	0.881	27.70	13850	12.51
4	4.500	40	0.237	4.026	3.17	0.08840	1.178	1.054	39.6	19800	10.79
		80	0.337	3.826	4.41	0.07986	1.178	1.002	35.8	17900	14.98
5	5.563	40	0.258	5.047	4.30	0.1390	1.456	1.321	62.3	31150	14.62
		80	0.375	4.813	6.11	0.1263	1.456	1.260	57.7	28850	20.78
6	6.625	40	0.280	6.065	5.58	0.2006	1.734	1.588	90.0	45000	18.97
		80	0.432	5.761	8.40	0.1810	1.734	1.508	81.1	40550	28.57
8	8.625	40	0.322	7.981	8.396	0.3474	2.258	2.089	155.7	77850	28.55
		80	0.500	7.625	12.76	0.3171	2.258	1.996	142.3	71150	43.39
10	10.75	40	0.365	10.020	11.91	0.5475	2.814	2.620	246.0	123000	40.48
		80	0.594	9.562	18.95	0.4987	2.814	2.503	223.4	111700	64.40
	12.75	40	0.406	11.938	15.74	0.7773	3.338	3.13	349.0	174500	53.56
		80	0.688	11.374	26.07	0.7056	3.338	2.98	316.7	158350	88.57

## ANEXO 2.18. Valor de la depreciación según **D.S. 136-2011-EF**

### Artículo 22º.- DEPRECIACION

Para el cálculo de la depreciación se aplicará las siguientes disposiciones:

- a) De conformidad con el artículo 39º de la Ley, los edificios y construcciones sólo serán depreciados mediante el método de línea recta, a razón de 5% anual.

Párrafo sustituido por el artículo 5º del Decreto Supremo N.º 136-2011-EF, publicado el 9 de julio de 2011.

#### TEXTO ANTERIOR

a) De conformidad con el artículo 39º de la Ley, los edificios y construcciones sólo serán depreciados mediante el método de línea recta, a razón de 3% anual.

- b) Los demás bienes afectados a la producción de rentas gravadas de la tercera categoría, se depreciarán aplicando el porcentaje que resulte de la siguiente tabla:

<b>BIENES</b>		<b>PORCENTAJE ANUAL DE DEPRECIACIÓN HASTA UN MÁXIMO DE:</b>
1.	Ganado de trabajo y reproducción; redes de pesca.	25%
2.	Vehículos de transporte terrestre (excepto ferrocarriles); hornos en general.	20%
3.	Maquinaria y equipo utilizados por las actividades minera, petrolera y de construcción; excepto muebles, enseres y equipos de oficina.	20%
4.	Equipos de procesamiento de datos.	25%
5.	Maquinaria y equipo adquirido a partir del 1.1.91.	10%
6.	Otros bienes del activo fijo	10%

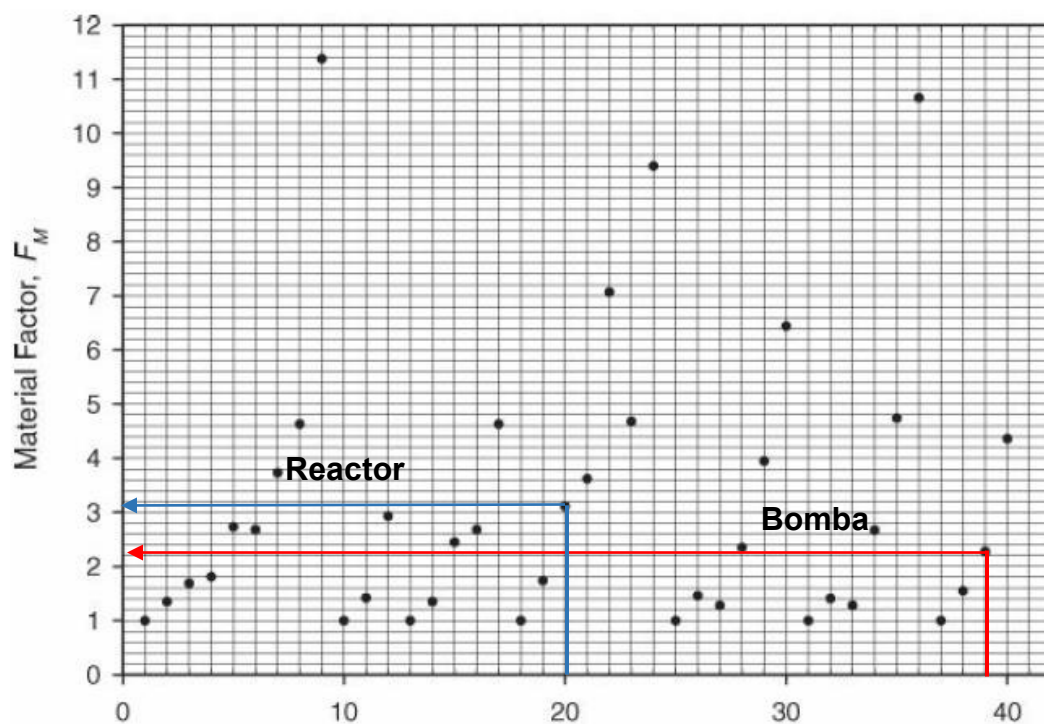


ANEXO 2.19. Datos de las constantes  $K_1$ ,  $K_2$  y  $K_3$  para cada equipo<sup>[67]</sup>

Equipment Type	Equipment Description	$K_1$	$K_2$	$K_3$	Capacity, Units	Min Size	Max Size
Blenders	Kneader	5.0141	0.5867	0.3224	Volume, m <sup>2</sup>	0.14	3
	Ribbon	4.1366	0.5072	0.0070	Volume, m <sup>2</sup>	0.7	11
	Rotary	4.1366	0.5072	0.0070	Volume, m <sup>2</sup>	0.7	11
Centrifuges	Auto batch separator	4.7681	0.9740	0.0240	Diameter, m	0.5	1.7
	Centrifugal separator	4.3612	0.8764	-0.0049	Diameter, m	0.5	1
	Oscillating screen	4.8600	0.3340	0.1063	Diameter, m	0.5	1.1
	Solid bowl w/o motor	4.9697	1.1689	0.0038	Diameter, m	0.3	2
Compressors	Centrifugal, axial, and reciprocating	2.2897	1.3604	-0.1027	Fluid power, kW	450	3000
	Rotary	5.0355	-1.8002	0.8253	Fluid power, kW	18	950
Process vessels	Horizontal	3.5565	0.3776	0.0905	Volume, m <sup>3</sup>	0.1	628
	Vertical	3.4974	0.4485	0.1074	Volume, m <sup>3</sup>	0.3	520
Pumps	Reciprocating	3.8696	0.3161	0.1220	Shaft power, kW	0.1	200
	Positive displacement	3.4771	0.1350	0.1438	Shaft power, kW	1	100
	Centrifugal	3.3892	0.0536	0.1538	Shaft power, kW	1	300
Reactors	Autoclave	4.5587	0.2986	0.0020	Volume, m <sup>3</sup>	1	15
	Fermenter	4.1052	0.5320	-0.0005	Volume, m <sup>3</sup>	0.1	35
	Inoculum tank	3.7957	0.4593	0.0160	Volume, m <sup>3</sup>	0.07	1
	Jacketed agitated	4.1052	0.5320	-0.0005	Volume, m <sup>3</sup>	0.1	35
	Jacketed nonagitated	3.3496	0.7235	0.0025	Volume, m <sup>3</sup>	5	45
	Mixer/settler	4.7116	0.4479	0.0004	Volume, m <sup>3</sup>	0.04	60
Screens	DSM	3.8050	0.5856	0.2120	Area, m <sup>2</sup>	0.3	6
	Rotary	4.0485	0.1118	0.3260	Area, m <sup>2</sup>	0.3	15
	Stationary	3.8219	1.0368	-0.6050	Area, m <sup>2</sup>	2	11
	Vibrating	4.0485	0.1118	0.3260	Area, m <sup>2</sup>	0.3	15
Tanks	API—fixed roof	4.8509	-0.3973	0.1445	Volume, m <sup>3</sup>	90	30,000
	API—floating roof	5.9567	-0.7585	0.1749	Volume, m <sup>3</sup>	1000	40,000
Towers	Tray and packed	3.4974	0.4485	0.1074	Volume, m <sup>3</sup>	0.3	520

ANEXO 2.20. Datos para el cálculo de  $F_M$  para cada equipo <sup>[67]</sup>

Identification Number	Equipment Type	Equipment Description	Material of Construction
18	Process vessels	Horizontal, vertical (including towers)	CS
19		Horizontal, vertical (including towers)	SS clad
20		Horizontal, vertical (including towers)	SS
21		Horizontal, vertical (including towers)	Ni alloy clad
22		Horizontal, vertical (including towers)	Ni alloy
23		Horizontal, vertical (including towers)	Ti clad
24	Pumps	Horizontal, vertical (including towers)	Ti
25		Reciprocating	Cast iron
26		Reciprocating	Carbon steel
27		Reciprocating	Cu alloy
28		Reciprocating	SS
29		Reciprocating	Ni alloy
30		Reciprocating	Ti
31		Positive displacement	Cast iron
32		Positive displacement	Carbon steel
33		Positive displacement	Cu alloy
34		Positive displacement	SS
35		Positive displacement	Ni alloy
36		Positive displacement	Ti
37		Centrifugal	Cast iron
38		Centrifugal	Carbon steel
39		Centrifugal	SS
40		Centrifugal	Ni alloy



## ANEXO 2.21 Datos de las constantes $C_1$ , $C_2$ y $C_3$ para el cálculo de $F_p$ [67]

Equipment Type	Equipment Description	$C_1$	$C_2$	$C_3$	Pressure Range (barg)
Compressors	Centrifugal, axial, rotary, and reciprocating	0	0	0	—
Process vessels	Horizontal and vertical			†	
Pumps	Reciprocating	0	0	0	$P < 10$
		-0.245382	0.259016	-0.01363	$10 < P < 100$
	Positive displacement	0	0	0	$P < 10$
		-0.245382	0.259016	-0.01363	$10 < P < 100$
	Centrifugal	0	0	0	$P < 10$
		-0.3935	-0.3957	-0.00226	$10 < P < 100$
Towers	Tray and packed			†	
Trays	Sieve	0	0	0	—
	Valve	0	0	0	—
	Demisters	0	0	0	—
Turbines	Axial gas turbines	0	0	0	—
	Radial gas/liquid expanders	0	0	0	—
Vaporizers		0	0	0	$P < 5$
	Internal coils/jackets and jacket vessels	-0.16742	0.13428	0.15058	$5 < P < 320$

## ANEXO 2.22 Datos de las constantes $B_1$ , $B_2$ y $B_3$ [67]

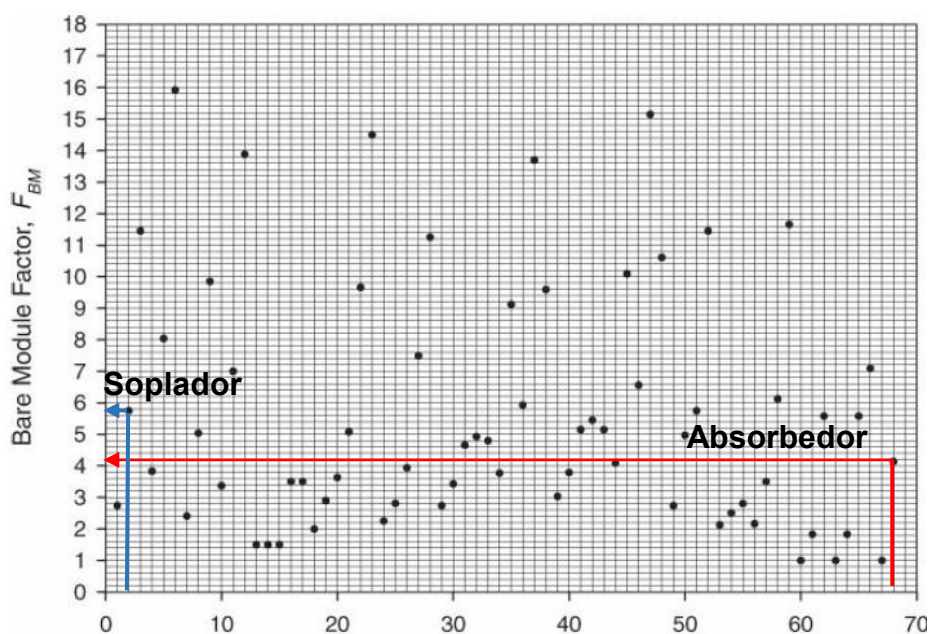
Equipment Type	Equipment Description	$B_1$	$B_2$
Process vessels	Horizontal	1.49	1.52
	Vertical (including towers)	2.25	1.82
Pumps	Reciprocating	1.89	1.35
	Positive displacement	1.89	1.35
	Centrifugal	1.89	1.35

ANEXO 2.23 Índice de costos<sup>[67]</sup>

Year	Marshall and Swift Equipment Cost Index	Chemical Engineering Plant Cost Index
1996	1039	382
1997	1057	387
1998	1062	390
1999	1068	391
2000	1089	394
2001	1094	394
2002	1104	396
2003	1124	402
2004	1179	444
2005	1245	468
2006	1302	500
2007	1373	525
2008	1449	575
2009	1469	521
2010	1457	551
2011 (estimated)	1490	582

## ANEXO 2.24 Datos para el cálculo de $F_{BM}$ para los equipos restantes <sup>[67]</sup>

Identification Number	Equipment Type	Equipment Description	Material of Construction
1	Compressors/blowers	Centrifugal compressor or blower	CS
2		Centrifugal compressor or blower	SS
66	Tower packing	Packing	Metal (304SS)
67		Packing	Polyethylene
68		Packing	Ceramic



## ANEXO 2.25 Índice de costo (CEPCI) al 2015

CHEMICAL ENGINEERING PLANT COST INDEX (CEPCI)				
	(1957-59 = 100)	Jul. '15 Prelim.	Jun. '15 Final	Jul. '14 Final
CE Index		556.3	558.3	576.9
Equipment		669.7	673.0	700.4
Heat exchangers & tanks		597.9	601.7	640.3
Process machinery		658.5	659.5	667.6
Pipe, valves & fittings		829.1	836.3	878.2
Process instruments		394.9	398.7	413.3
Pumps & compressors		956.5	957.8	938.8
Electrical equipment		512.5	512.9	516.1
Structural supports & misc		737.7	737.7	771.1
Construction labor		321.5	321.0	322.2
Buildings		541.9	541.4	544.5
Engineering & supervision		319.0	318.7	320.6



### ANEXO 3: Fotografías de los instrumentos y de las pruebas realizadas

#### ANEXO 3.1 Fotografía del sistema de tratamiento de H<sub>2</sub>S piloto



### ANEXO 3.2 Fotografía del medidor de temperatura FLUKE 568 IR



### ANEXO 3.3 Fotografía de la medición de temperatura en el reactor



ANEXO 3.4 Fotografía de la medición de la velocidad del fluido recirculante del  
absorbedor



ANEXO 3.5 Fotografía de la medición de pH





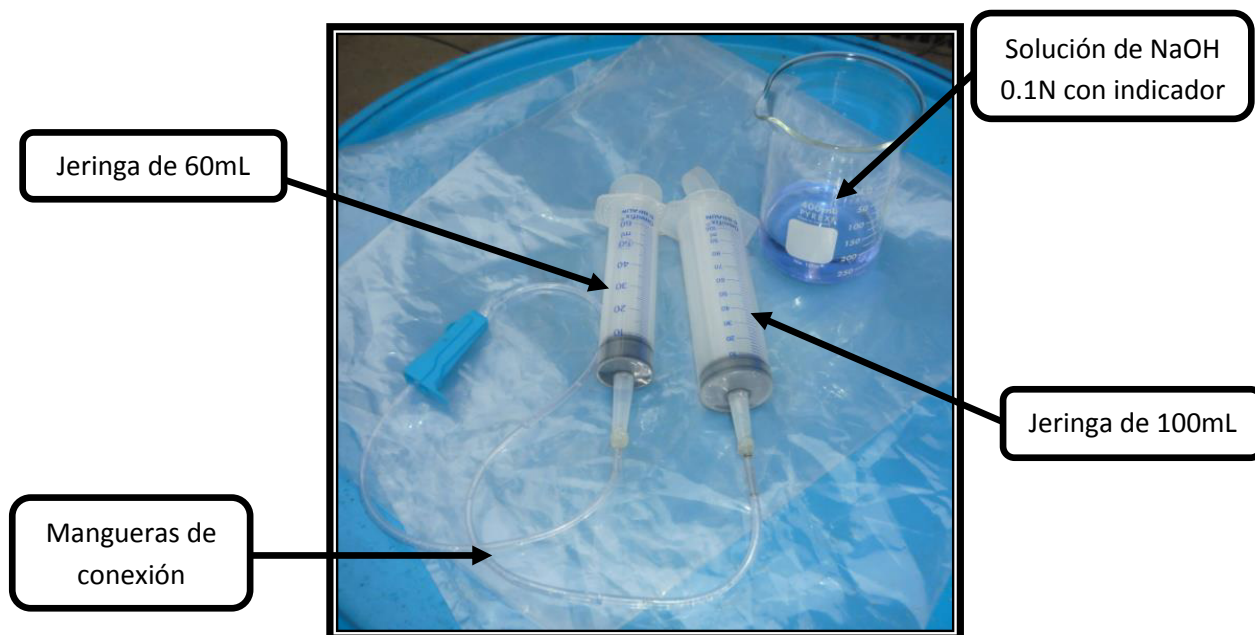
ANEXO 3.6 Fotografía del transmisor de flujo de gas marca: Yokogawa, modelo: EJX110A



ANEXO 3.7 Fotografía del anemómetro marca: Lutron, modelo: AM-4206M



ANEXO 3.8 Fotografía del equipo usado para medir la concentración del sulfuro de hidrógeno proveniente de planta



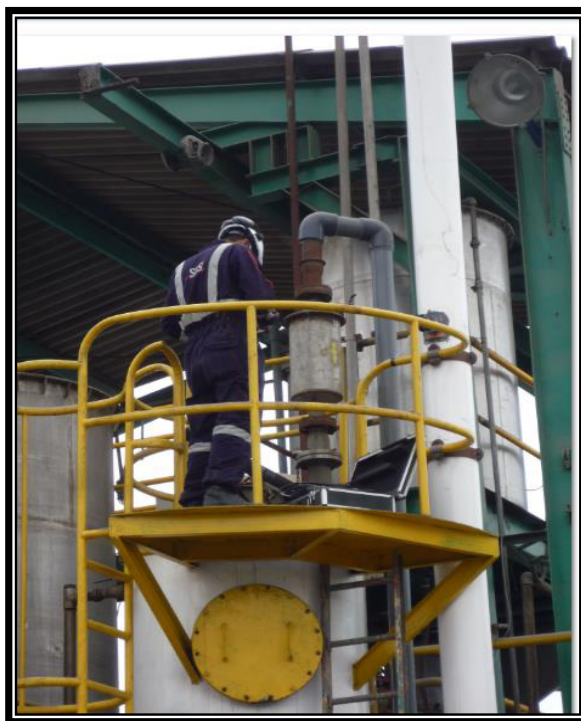
ANEXO 3.9 Fotografía de la medición de la velocidad del gas de  $\text{H}_2\text{S}$  que sale de planta



ANEXO 3.10 Fotografía del medidor portátil para gases de sulfuro de hidrógeno marca: Aeroqual, modelo: S200.



ANEXO 3.11 Fotografía de la medición de  $H_2S$  a la salida del absorbedor realizado por la empresa SGS del Perú



ANEXO 3.12 Fotografía del gas de  $H_2S$  capturado en la medición realizada



ANEXO 3.13 Fotografía del análisis químico de la concentración del Reactor y del absorbedor de la Planta Piloto



Toma de muestra del  
absorbedor para su posterior  
análisis químico



Toma de muestra del reactor para su posterior análisis químico

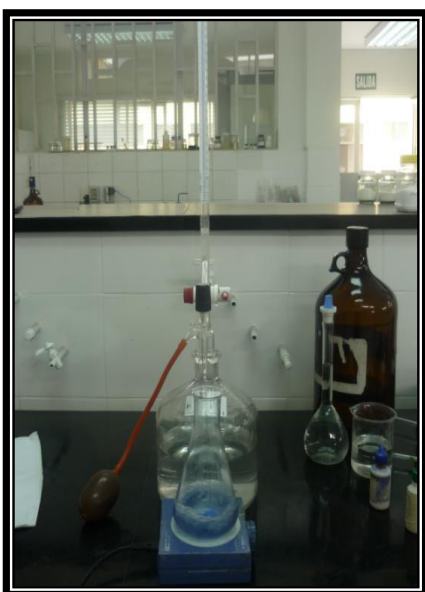


PASO 1. Toma de 25,00gr de muestra de la solución





PASO 2. Solución con 15mL de  $\text{BaCl}_2$



PASO 3. 15mL de la solución clara en un matraz con indicador (primero timoftaleína, luego bromofenol)

PASO 4. Titular con HCl 0,5N hasta cambio de color (si existe  $\text{Na}_2\text{S}$  y/o  $\text{NaOH}$ )

la solución cambia a color amarillo, y si existe  $\text{NaHS}$  el color es verdoso).



Solución de  $\text{Na}_2\text{S}$   
y/o  $\text{NaOH}$



Solución de  $\text{NaHS}$

ANEXO 3.14 Fotografía de la formación de cristales de  $\text{Na}_2\text{S}$





ANEXO 3.15 Fotografía del sistema de tratamiento de H<sub>2</sub>S industrial



ANEXO 3.16 Fotografía de la solución obtenida de la absorción de  $\text{H}_2\text{S}$

